

SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO



DELEGATURA PROPIEDAD INDUSTRIAL

División de Nuevas Cre

SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO



No. 11-177231- -00000-0000

Fecha: 2011-12-22 17:41:11 Dep. 2020 DIR.NUEVASCR
Tra. 11 PATENTEIYII Eve: 378 FASENACIONAL
Act. 411 PRESENTACION Folios: 87

SOLICITUD

PATENTE DE INVENCION

ENTRADA EN FASE NACIONAL

21. **EXPEDIENTE No.** _____

PROCESAMIENTO DE GASES DE HIDROCARBUROS

54. **TITULO** _____

51. **CLASIFICACION INTERNACIONAL** _____

ORTLOFF ENGINEERS, LTD. y S.M.E. PRODUCTS LP

71. **SOLICITANTE** _____

MIDLAND, TX Y HOUSTON, TX, ESTADOS UNIDOS DE AMERICA;

DOMICILIO _____

RESPECTIVAMENTE

74. **APODERADO** _____

JUAN PABLO CADENA SARMIENTO

22. **BOGOTÁ, D.C.** _____

AS: 119.288

PETITORIO



Industria y Comercio
SUPERINTENDENCIA

SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO



No. 11-177231-00000-0000

Radicación

Fecha: 2011-12-22 17:41:11 Dep. 2020 DIR.NUEVASCR
Tra. 11 PATENTEIYII Eve: 378 FASENACIONALI
Act. 411 PRESENTACION Folios: 87

FORMULARIO ÚNICO DE SOLICITUD DE PATENTE
PCT
ENTRADA EN FASE NACIONAL

1

SOLICITUD DE:



Patente de Invención.



Patente de Modelo de Utilidad.



Capítulo I.



Capítulo II.

2

SOLICITANTE

Nombre: ORTLOFF ENGINEERS, LTD. y
S.M.E. PRODUCTS LP

Dirección: 415 W. Wall, Suite 2000, Midland,
TX 79701, Estados Unidos de América; 6715
Theall, Houston, TX 77066, Estados Unidos
de América; respectivamente.

Nacionalidad o Domicilio: Estados Unidos de
América, respectivamente.

Lugar de Constitución: Estados Unidos de
América, respectivamente.

Teléfono:

Fax:

E-mail

IDENTIFICACIÓN

C.C. ☐

NIT ☐

C.E. ☐

Otro ☐

Cual
Número

3

REPRESENTANTE
O APODERADO

Nombre: JUAN PABLO CADENA SARMIENTO

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

Teléfono: 744-2200

Fax: 742-2200

E-mail:

IDENTIFICACIÓN

C.C. ☒

NIT ☐

C.E. ☐

Otro ☐

Cual
Número 80.410.337 TP 57492

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

4

INVENTOR (ES)
(72)

Nombre: JOHNKE, Andrew, F.; LEWIS, W., Larry; WILKINSON, John, D.; LYNCH,
Joe, T.; HUDSON, Hank, M.; CUELLAR, Kyle, T.

Dirección: 907 W. Main St., Beresford, SD 57004, Estados Unidos de América; 5602
Court of Lions, Houston, TX 77069, Estados Unidos de América; 4113 Tanforan
Avenue, Midland, TX 79707, Estados Unidos de América; 5510 Ashwood Ct.,
Midland, TX 79707, Estados Unidos de América; 2508 W. Sinclair Avenue, Midland,
TX 79705, Estados Unidos de América; 1611 Cottage Point Drive, Katy, TX 77494,
Estados Unidos de América; respectivamente.

Nacionalidad o Domicilio: Estados Unidos de América; respectivamente.

5 PCT (86)

Solicitud Internacional No. PCT/US2010/033374

Fecha: 03.05.2010

Publicación Internacional No. WO 2010/144186 A1

Fecha: 16.12.2010

6 Título (54):

PROCESAMIENTO DE GASES DE HIDROCARBUROS

7 Clasificación Internacional (51):

8 Prioridad

SI ☒

NO ☐

(33) País de Origen

(32) Fecha

(31) Número de Solicitud

US

11.06.2009

61/186,361

US

31.03.2010

12/750,862

US

19.01.2010

12/689,616

US

04.03.2010

12/717,394

9 Comprobante de pago No. 11-114176, 11-114219, 11-102953, 11-112535

Fecha 22.12.2011

11-112536

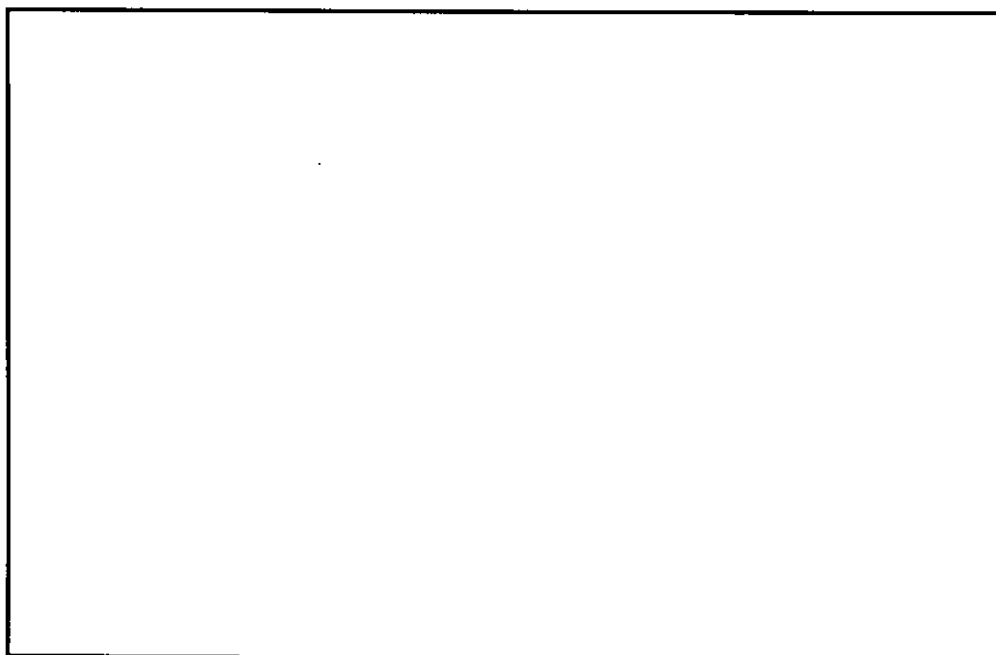
Instrucciones para el diligenciamiento del presente formulario, ver reverso de esta página.

10

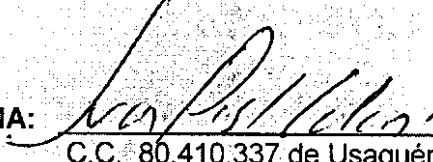
ANEXOS

- ☒ Comprobante de pago de la tasa de presentación de la solicitud. \$ 571.000
- ☒ Documento que acredita la existencia y representación legal de la persona jurídica peticionaria, en cuanto no esté inscrita en alguna Cámara de Comercio Colombiana.
- ☒ Poderes, si fuere el caso. Fotocopia autenticada.
- ☐ Documento de cesión del inventor al solicitante o a su causante.
- ☒ Traducción de la solicitud internacional al español (Resumen, descripción, reivindicaciones, dibujos).
- ☐ Copia del examen preliminar internacional efectuado por la Autoridad Internacional de Examen preliminar (IPEA).
- ☐ Traducción de examen preliminar internacional efectuado por la IPEA.
- ☐ De ser el caso, copia del contrato de acceso.
- ☐ De ser el caso, documento que acredite la licencia o autorización de uso de conocimientos tradicionales de las comunidades indígenas.
- ☐ De ser el caso, certificado de depósito del material biológico.
- ☐ Arte final 12x12.
- ☐ De ser el caso, información sobre otras solicitudes de patente o títulos obtenidos en el extranjero por el mismo titular o su causante, relacionadas parcial o totalmente con la invención de esta solicitud.
- ☐ De ser el caso, modificaciones efectuadas a la solicitud internacional bajo el Art. 19.
- ☒ Otros: Comprobante(s) de pago de la tasa por concepto de reivindicaciones adicionales \$ 918.000 (34*\$27.000).

11 FIGURA CARACTERÍSTICA:



12 Solicito la concesión de la patente,

NOMBRE: JUAN PABLO CADENA SARMIENTOFIRMA: 

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

AS. 119.288³

SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO
NIT : 800.176.089-2
- / -

 Industria y Comercio SUPERINTENDENCIA	RECIBO DE CAJA	No. 11 - 114176
		Bogotá D.C., Noviembre 23 de 2011 - 16:40:11

RECIBIDO DE : BRIGARD & CASTRO S.A. NI 860.047.372

*** Soporte del Pago ***					
TIPO PAGO	BANCO	CUENTA	No. PAGO	FECHA PAGO	VR. PAGO
CONSIGNACION	BANCO DE BOGOTA	062754387	427028140	23/11/2011	28.108.200.00

*** Conceptos Pagados ***			
CANT. RENTISTICO	CONCEPTO	Vr. UNDITARIO	Vr. CONCEPTO
1 50005-01-01 SOLICITUDES	7 TRAMITES DE SOL. DE DISENOS INDUSTRIALES	571.000.00	571.000.00
			\$571.000.00
=====			

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

Responsable: _____
Recibo de Caja Aplicado al Expediente No. _____

SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO

No. 11-177231- -00000-0000
Fecha: 2011-12-22 17:41:11 Dep. 2020 DIR.NUEVASCR
Tra. 11 PATENTEIYII Eve: 378 FASENACIONALI
Act. 411 PRESENTACION Folios: 87

AS. 119.288 4

SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO
NIT : 800.176.089-2
-/-



RECIBO DE CAJA

No. 11 - 114219

Bogotá D.C., Noviembre 23 de 2011 - 16:40:11

RECIBIDO DE : BRIGARD & CASTRO S.A. NI 860.047.372

*** Soporte del Pago ***

TIPO PAGO	BANCO	CUENTA	No. PAGO	FECHA PAGO	VR PAGO
CONSIGNACION	BANCO DE BOGOTA	062754387	427028140	23/11/2011	28.108.200.00

*** Conceptos Pagados ***

CANT	RENTISTICO	CONCEPTO	Vr.UNDITARIO	Vr.CONCEPTO
1	50005-01-09 OTROS SERVICIOS DE PROPIEDAD INDUSTRIAL	99 OTROS SERVICIOS ADMINISTRATIVOS	540.000.00	540.000.00
				\$540.000.00

SON: *QUINIENTOS CUARENTA MIL PESOS MONEDA CORRIENTE***

Responsable: _____
Recibo de Caja Aplicado al Expediente No. _____

SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO
No. 11-177231-00000-0000
Fecha: 2011-12-22 17:41:11
Tra. 11 PATENTEIYII
Act. 411 PRESENTACION
Dep. 2020 DIR.NUEVASCR
Eve: 378 FASENACIONALI
Folios: 87

AS. 119.288 5

SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO
NIT : 800.176.089-2
-/-



RECIBO DE CAJA

No. 11 - 102953

Bogotá D.C., Octubre 20 de 2011 - 16:50:48

RECIBIDO DE : BRIGARD & CASTRO S.A. NI 860.047.372

*** Soporte del Pago ***

TIPO PAGO	BANCO	CUENTA	No. PAGO	FECHA PAGO	VR PAGO
CONSIGNACION	BANCO DE BOGOTA	062754387	456032231	19/10/2011	34.749.500.00

*** Conceptos Pagados ***

CANT	RENTISTICO	CONCEPTO	Vr. UNIDITARIO	Vr. CONCEPTO
1	50005-01-09 OTROS SERVICIOS DE PROPIEDAD INDUSTRIAL	99 OTROS SERVICIOS ADMINISTRATIVOS	270.000.00	270.000.00
				\$270.000.00

SON: **DOSCIENTOS SETENTA MIL PESOS MONEDA CORRIENTE**

Responsable: 
Recibo de Caja Aplicado al Expediente No. _____

SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO



No. 11-177231 - 00000-0000

Fecha: 2011-12-22 17:41:11 Dep. 2020 DIR.NUEVASCR
Tra. 11 PATENTEIYII Eve: 378 FASENACIONALI
Act. 411 PRESENTACION Folios: 87

AS. 119.288⁶

SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO
NIT : 800.176.089-2
- / -

 Industria y Comercio SUPERINTENDENCIA	RECIBO DE CAJA	No. 11 - 112535
		Bogotá D.C., Noviembre 17 de 2011 - 17:55:14

RECIBIDO DE : BRIGARD & CASTRO S.A.	NI 860.047.372
-------------------------------------	----------------

*** Soporte del Pago ***					
TIPO PAGO	BANCO	CUENTA	No. PAGO	FECHA PAGO	VR. PAGO
CONSIGNACION	BANCO DE BOGOTA	062754387	427028055	17/11/2011	41.377.400.00

*** Conceptos Pagados ***			
CANT. RENTISTICO	CONCEPTO	Vr. UNDITARIO	Vr. CONCEPTO
1 50005-01-09 OTROS SERVICIOS DE PROPIEDAD INDUSTRIAL	99 OTROS SERVICIOS ADMINISTRATIVOS	54.000.00	54.000.00
			\$54.000.00
=====			

SON: **CINCUENTA Y CUATRO MIL PESOS MONEDA CORRIENTE**

Responsable: _____
Recibo de Caja Aplicado al Expediente No. _____

SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO

No. 11-177231- -00000-0000
Fecha: 2011-12-22 17:41:11 Dep. 2020 DIR.NUEVASCR
Tra. 11 PATENTEIYII Eve: 378 FASENACIONALI
Act. 411 PRESENTACION Folios: 87

AS. 119.2887

SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO

NIT : 800.176.089-2

-/-

Industria y Comercio
SUPERINTENDENCIA

RECIBO DE CAJA

No. 11 - 112536

Bogotá D.C., Noviembre 17 de 2011 - 17:55:14

RECIBIDO DE : BRIGARD & CASTRO S.A.

NI 860.047.372

*** Soporte del Pago ***

TIPO PAGO	BANCO	CUENTA	No. PAGO	FECHA PAGO	VR. PAGO
CONSIGNACION	BANCO DE BOGOTA	062754387	427028055	17/11/2011	41.377.400.00

*** Conceptos Pagados ***

CANT.	RENTISTICO	CONCEPTO	Vr. LINDITARIO	Vr. CONCEPTO
1	50005-01-09 OTROS SERVICIOS DE PROPIEDAD INDUSTRIAL	99 OTROS SERVICIOS ADMINISTRATIVOS	54.000.00	54.000.00
				\$54.000.00

SON: **CINCUENTA Y CUATRO MIL PESOS MONEDA CORRIENTE**

Responsable: _____

Recibo de Caja Aplicado al Expediente No. _____

SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO



No. 11-177231-00000-0000

Fecha: 2011-12-22 17:41:11 Dep. 2020 DIR.NUEVASCR
Tra. 11 PATENTEIYII Eve: 378 FASENACIONALI
Act. 411 PRESENTACION Folios: 87

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

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

Noviembre 17 de 2011 - 17:55:25

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

(19) World Intellectual Property Organization
International Bureau(43) International Publication Date
16 December 2010 (16.12.2010)(10) International Publication Number
WO 2010/144186 A1(51) International Patent Classification:
F25J 3/00 (2006.01)

LAR, Kyle, T. [US/US]; 1611 Cottage Point Drive, Katy, TX 77494 (US).

(21) International Application Number:
PCT/US2010/033374

(74) Agent: RUSSO, Alicia, A. @; Fitzpatrick, Cella, Harper & Scinto, 1290 Avenue Of The Americas, New York, NY 10104-3800 (US).

(22) International Filing Date:
3 May 2010 (03.05.2010)

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

(25) Filing Language: English

(26) Publication Language: English

(30) Priority Data:
61/186,361 11 June 2009 (11.06.2009) US
12/689,616 19 January 2010 (19.01.2010) US
12/717,394 4 March 2010 (04.03.2010) US
12/750,862 31 March 2010 (31.03.2010) US

(71) Applicants (for all designated States except US): ORT-LOFF ENGINEERS, LTD. [US/US]; 415 W. Wall, Suite 2000, Midland, TX 79701 (US). S.M.E. PRODUCTS LP [US/US]; 6715 Theall, Houston, TX 77066 (US).

(72) Inventors; and

(75) Inventors/Applicants (for US only): JOHNKE, Andrew, F. [US/US]; 907 W. Main St., Beresford, SD 57004 (US). LEWIS, W., Larry [US/US]; 5602 Court Of Lions, Houston, TX 77069 (US). WILKINSON, John, D. [US/US]; 4113 Tanforan Avenue, Midland, TX 79707 (US). LYNCH, Joe, T. [US/US]; 5510 Ashwood Ct., Midland, TX 79707 (US). HUDSON, Hank, M. [US/US]; 2508 W. Sinclair Avenue, Midland, TX 79705 (US). CUEL-

(84) Designated States (unless otherwise indicated, for every kind of regional protection available): ARIPO (BW, GH, GM, KE, LR, LS, MW, MZ, NA, SD, SL, SZ, TZ, UG, ZM, ZW), Eurasian (AM, AZ, BY, KG, KZ, MD, RU, TJ, TM), European (AL, AT, BE, BG, CH, CY, CZ, DE, DK, EE, ES, FI, FR, GB, GR, HR, HU, IE, IS, IT, LT, LU, LV, MC, MK, MT, NL, NO, PL, PT, RO, SE, SI, SK, SM, TR), OAPI (BF, BJ, CF, CG, CI, CM, GA, GN, GQ, GW, ML, MR, NE, SN, TD, TG).

Published:

— with international search report (Art. 21(3))

(54) Title: HYDROCARBON GAS PROCESSING

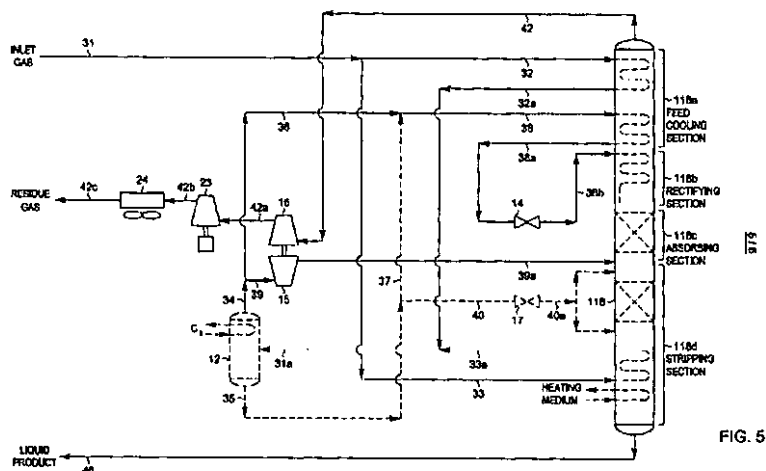


FIG. 5

(57) Abstract: A process and an apparatus are disclosed for the recovery of ethane, ethylene, propane, propylene, and heavier hydrocarbon components from a hydrocarbon gas stream in a compact processing assembly. The gas stream is cooled and divided into first and second streams. The first stream is further cooled to condense substantially all of it and is thereafter expanded to lower pressure and heated to form a vapor fraction and a liquid fraction. The liquid fraction is supplied as a first top feed to an absorbing means inside the processing assembly. The second stream is also expanded to lower pressure and supplied as the bottom feed to the absorbing means. A first distillation vapor stream is collected from the upper region of the absorbing means and combined with the vapor fraction to form a combined vapor stream.

PROCESAMIENTO DE GASES DE HIDROCARBUROS

MEMORIA DESCRIPTIVA

ANTECEDENTES DE LA INVENCION

Es posible recuperar etileno, etano, propileno, propano y/o hidrocarburos más pesados a partir de diversos gases, tales como corrientes de gas natural, gas de refinería y gas sintético, obtenidos de otros materiales de hidrocarburos, tales como carbón, petróleo crudo, nafta, esquisto bituminoso, arenas bituminosas y lignita. El gas natural habitualmente contiene una mayor proporción de metano y de etano, es decir, el metano y etano constituyen juntos al menos 50 por ciento molar del gas. El gas también contiene cantidades relativamente menores de hidrocarburos más pesados, tales como propano, butanos, pentanos y semejantes, así como hidrógeno, nitrógeno, dióxido de carbono y otros gases.

La presente invención se relaciona en general con la recuperación de etileno, etano, propileno, propano e hidrocarburos más pesados a partir de dichas corrientes de gases. Un análisis típico de una corriente de gas que habría de ser procesada de acuerdo con esta invención arrojaría un resultado, en un porcentaje molar aproximado, de 90,3% de metano, 4,0% de etano y otros componentes C_2 , 1,7% de propano y otros componentes C_3 , 0,3% de isobutano, 0,5% de butano normal y 0,8% de pentanos, donde el resto estaría compuesto por nitrógeno y dióxido de carbono. Ocasionalmente, también hay presentes gases que contienen azufre.

Las fluctuaciones históricamente cíclicas en los precios de los constituyentes, tanto del gas natural como del gas natural condensado (NGL), han reducido a veces el valor creciente del etano, del etileno, del propano, del propileno y de los componentes más pesados, tales como los productos líquidos. Esto ha dado como resultado la demanda de procesos que puedan proporcionar recuperaciones más eficaces de estos productos, de procesos que permitan recuperaciones eficientes con una menor inversión de capitales, y de procesos que puedan ser adaptados o ajustados fácilmente para variar la recuperación de un componente específico sobre un amplio rango. Los procesos disponibles para separar estos materiales incluyen los que se basan en el enfriamiento y la refrigeración del gas, en la absorción de petróleo y en la absorción de petróleo refrigerado. Además, han ganado popularidad los procesos criogénicos, debido a la disponibilidad de equipos económicos que generan energía mientras que simultáneamente expanden y extraen el calor del gas en procesamiento. Dependiendo de la presión de la fuente del gas, la riqueza (contenido de etano, de etileno y de hidrocarburos más pesados) del gas y de los productos

10

finales deseados, es posible emplear uno de estos procesos o una combinación de ellos.

Actualmente se prefiere en general el proceso de expansión criogénica para la recuperación a partir de gas natural condensado porque provee una máxima simplicidad junto con facilidad de arranque, flexibilidad operativa, buena eficacia, seguridad y buena confiabilidad. En las Patentes de EE.UU. N°: 3.292.380; 4.061.481; 4.140.504; 4.157.904; 4.171.964; 4.185.978; 4.251.249; 4.278.457; 4.519.824; 4.617.039; 4.687.499; 4.689.063; 4.690.702; 4.854.955; 4.869.740; 4.889.545; 5.275.005; 5.555.748; 5.566.554; 5.568.737; 5.771.712; 5.799.507; 5.881.569; 5.890.378; 5.983.664; 6.182.469; 6.578.379; 6.712.880; 6.915.662; 7.191.617; 7.219.513; reemisión de Patente de los EE.UU. No. 33.408; y solicitudes co-pendientes nos. 11/430.412; 11/839.693; 11/971.491; y 12/206.230 describen procesos relevantes (aunque en algunos casos la descripción de la presente invención se basa en condiciones de proceso diferentes de las descritas en las citadas Patentes de los EE.UU.).

En un proceso de recuperación típico por expansión criogénica, se enfría una corriente de alimentación de gas a presión mediante el intercambio de calor con otras corrientes del proceso y/o fuentes externas de refrigeración, tales como un sistema de compresión-refrigeración de propano. A medida que el gas es enfriado, es posible condensar y recolectar los líquidos en uno o más separadores como líquidos a presión elevada que contienen algunos de los componentes C_2+ deseados. En función de la riqueza del gas y de la cantidad de líquidos formados, los líquidos a presión elevada pueden ser expandidos a una presión menor y fraccionados. La vaporización que tiene lugar durante la expansión de los líquidos da como resultado un enfriamiento adicional de la corriente. Bajo determinadas condiciones, puede resultar deseable el pre-enfriamiento de los líquidos a presión elevada antes de la expansión, con el fin de disminuir aún más la temperatura resultante de la expansión. La corriente expandida, que comprende una mezcla de líquido y vapor, es fraccionada en una columna de destilación (desmetanizador o desetanizador). En dicha columna, la o las corrientes enfriadas por expansión son destiladas en gases residuales para separar el metano, el nitrógeno y otros gases volátiles como vapores de cabeza de los componentes C_2 , de los componentes C_3 y de los componentes de hidrocarburos más pesados deseados, como productos líquidos de la fracción final, o para separar el metano, los componentes C_2 , el nitrógeno y otros gases volátiles residuales, como vapores de la cabeza de destilación de los componentes C_3 deseados y de los componentes de hidrocarburos más pesados, como productos

líquidos de la fracción final o de la cola de destilación.

Si el gas de alimentación no está condensado totalmente (típicamente si no está condensado en lo absoluto), el vapor remanente de la condensación parcial puede ser separado en dos corrientes. Una porción del vapor se hace pasar a través de una máquina o un dispositivo de trabajo de expansión, por una válvula de expansión, a una presión menor a la que se condensan otros líquidos como resultado del enfriamiento adicional de la corriente. La presión después de la expansión es esencialmente la misma que la presión a la cual se opera la columna de destilación. Las fases combinadas de vapor-líquido que resultan de la expansión se suministran como alimentación en la columna.

La porción remanente del vapor se enfría hasta obtener una condensación sustancial, mediante el intercambio de calor con otras corrientes del proceso, por ejemplo, la fracción de cabeza de la torre de fraccionamiento frío. Es posible combinar una parte o la totalidad del líquido a presión elevada con esta porción del vapor antes del enfriamiento. Después, la corriente enfriada resultante se expande a través de un dispositivo de expansión apropiado, tal como una válvula de expansión, hasta alcanzar la presión a la cual se opera el desmetanizador. Durante la expansión, una porción del líquido se vaporiza, lo que da como resultado el enfriamiento de la corriente total. Posteriormente, la corriente sometida a la expansión instantánea es suministrada como alimentación a través de la parte superior del desmetanizador. Típicamente, la porción de vapor de la corriente sometida a la expansión instantánea y el vapor de la cabeza del desmetanizador se combinan en una sección de separación superior en la torre de fraccionamiento, con el fin de obtener un producto que es gas metano residual. Como alternativa, las corrientes enfriada y expandida pueden ser suministradas en un separador para proveer corrientes de vapor y de líquido. El vapor se combina con la porción de la cabeza de la torre y el líquido es suministrado en la columna como alimentación en la parte superior de la misma.

Durante una operación ideal de dicho proceso de separación, el gas residual que sale del proceso va a contener sustancialmente todo el metano en el gas de alimentación, donde prácticamente ninguno de los componentes de hidrocarburos más pesados y la fracción de la porción de la base que sale del desmetanizador va a contener sustancialmente todos los componentes de hidrocarburos más pesados casi sin metano o ningún otro componente más volátil. Sin embargo, en la práctica, esta situación ideal no se obtiene porque el desmetanizador convencional se opera principalmente como una columna de agotamiento. Por ello, el producto metano del proceso, comprende típicamente vapores que salen de la etapa de fraccionamiento

en la parte superior de la columna, junto con vapores que no fueron sometidos a ningún paso de rectificación. Ocurren considerables pérdidas de los Componentes C_2 , C_3 , y C_4+ porque la alimentación líquida superior contiene cantidades sustanciales de dichos componentes y componentes hidrocarburos más pesados, para dar como resultado cantidades en equilibrio correspondientes de componentes C_2 , componentes C_3 , componentes C_4 , y componentes hidrocarburos más pesados en los vapores que salen de la etapa superior de fraccionamiento del desmetanizador. La pérdida de estos componentes deseables podría reducirse significativamente si los vapores que ascienden pudieran tomar contacto con una cantidad significativa de líquido (reflujo) capaz de absorber los componentes C_2 , componentes C_3 , componentes C_4 y componentes de hidrocarburos más pesados de los vapores.

En años recientes, los procesos preferidos para la separación de hidrocarburos emplean una sección de absorción superior para proveer una rectificación adicional de los vapores que ascienden. Un método para generar una corriente de reflujo para la sección de rectificación superior consiste en usar la corriente sustancialmente condensada expandida súbitamente para enfriar y condensar parcialmente el vapor de cabeza de la columna, dirigiendo luego a la corriente expandida súbitamente y calentada hacia un punto de alimentación a mitad de la columna en el desmetanizador. El líquido condensado proveniente del vapor de cabeza de la columna se separa y se suministra como alimentación por la parte superior al desmetanizador, mientras el vapor no condensado se descarga como el producto gaseoso residual de metano. La corriente expandida súbitamente y calentada solo se vaporiza parcialmente, y por lo tanto contiene una cantidad sustancial de líquido que sirve como reflujo suplementario para el desmetanizador, de tal manera que luego, la alimentación de reflujo por la parte superior puede rectificar los vapores que salen de la sección inferior de la columna. La Patente de los EE.UU. No. 4.854.955 es un ejemplo de un proceso de este tipo.

En la presente se emplea un medio novedoso para llevar a cabo los diversos pasos descritos con anterioridad, de manera más eficiente y mediante el uso de menos piezas de equipo. Esto se logra combinando lo que hasta el momento eran piezas de equipo individuales en un dispositivo común, con lo que se reduce la superficie necesaria para la planta de procesamiento y el costo de capital de la instalación. Sorprendentemente, los solicitantes han descubierto que esta disposición más compacta también permite reducir significativamente el consumo energético requerido para obtener un nivel de recuperación elevado, con lo que se incrementa la eficiencia del proceso y se reduce el costo operativo de la instalación. Además, con

esta disposición más compacta también se elimina la mayor parte de la tubería necesaria para interconectar las piezas de equipo individuales en los diseños de las instalaciones tradicionales, con lo que se reduciría adicionalmente el costo de capital y también se eliminarían las conexiones de las tuberías de reborde asociadas. Como las tuberías de reborde son una fuente de pérdidas potenciales de hidrocarburos (que son compuestos orgánicos volátiles, VOC, que contribuyen a los gases de invernadero y que también pueden ser precursores para la formación de ozono atmosférico), al eliminarse estas tuberías de reborde se reduce el potencial de emisiones atmosféricas que pudieran dañar el ambiente.

De acuerdo con la presente, se ha descubierto que es posible obtener recuperaciones C_2 superiores a 86%. De manera similar, en aquellas instancias donde no se desea la recuperación de los componentes C_2 , se pueden obtener recuperaciones de C_3 mayores del 99% a la vez que se provee un rechazo esencialmente completo de los componentes C_2 al corriente de residuo gaseoso. Además, la presente posibilita una separación del metano (o de los componentes C_2) y de los componentes C_2 (o de los componentes C_3) y los componentes más pesados que esencialmente es de 100%, con requerimientos energéticos que son menores que los de los antecedentes técnicos, mientras se mantiene el mismo nivel de recuperación. La presente invención, aun cuando es funcional a presiones más bajas y a temperaturas mayores, es particularmente ventajosa cuando se procesan gases de alimentación en un rango de valores de entre 400 y 1500 psia [entre 2758 y 10342 kPa(a)] o mayores, en condiciones donde se necesitan temperaturas en la cabeza de la columna de recuperación de NGL de -50°F [-46°C] o menores.

Para obtener una mejor comprensión de la presente invención, se hará referencia a los siguientes ejemplos y figuras. las figuras se describen a continuación.

Las Figuras 1 y 2 son diagramas de flujo de plantas de procesamiento de gas natural del arte anterior de acuerdo con la Patente de los EE.UU. No. 4.854.955;

La Figura 3 es un diagrama de flujo de una planta de procesamiento de gas natural de acuerdo con la presente invención.

Finalmente, las Figura 4 a 6 son diagramas de flujo donde se ilustra el medio alternativo de aplicación de la presente invención a una corriente de gas natural.

En la explicación de las figuras mencionadas que se proveerá más adelante, se presentan tablas donde se resumen los caudales calculados para condiciones de proceso representativas. En las tablas presentadas, los valores de los caudales (en moles por hora) fueron redondeados hasta el valor entero más cercano por motivos de conveniencia. Los caudales totales que se detallan en las tablas incluyen todos los

componentes que no son hidrocarburos, por lo que generalmente son más elevados que la suma de los caudales de los componentes de hidrocarburos. Las temperaturas indicadas son valores aproximados redondeados hasta el grado más cercano. También ha de tenerse en cuenta que los cálculos del diseño del proceso efectuados con el fin de comparar los procesos representados en las figuras se basan en la suposición de que no hay pérdida de calor desde el entorno hacia el proceso (o desde dicho proceso hacia dicho entorno). La calidad de los materiales aislantes comerciales permite que esta sea una suposición muy razonable y típicamente muy común entre aquellos versados en la técnica.

Por razones de conveniencia, los parámetros del proceso se detallan tanto en las unidades británicas tradicionales como en las unidades del sistema internacional de unidades (SI). Los caudales molares indicados en las tablas pueden interpretarse ya sea como libras moles por hora o como kilogramos moles por hora. El consumo de energía detallado como caballos de fuerza (HP) y/o como miles unidades de unidades térmicas británicas por hora (MBTU/hora) corresponde a los caudales molares expresados como libras moles por hora. Los consumos de energía informados como kilovatios (kW) corresponden a los caudales molares definidos en kilogramos moles por hora.

DESCRIPCIÓN DE LOS ANTECEDENTES TÉCNICOS

La Figura 1 es un diagrama de flujo de un proceso donde se ilustra el diseño de una planta de procesamiento para recuperar componentes C_2+ a partir de gas natural, usando la técnica anterior de acuerdo con la Patente de los EEUU N° 4.854.955. En esta simulación del proceso, el gas de entrada ingresa en la planta a 110°F [43°C] y 915 psia [6307 kPa(a)] como la corriente 31. Si el gas de entrada contiene una concentración de compuestos de azufre que pudiera impedir que las corrientes de producto cumpliera con las especificaciones, dichos compuestos de azufre se eliminarían mediante un pretratamiento apropiado de la alimentación del gas (no ilustrado). Además, la corriente de alimentación habitualmente es deshidratada para prevenir la formación de hidrato (hielo) en condiciones criogénicas. Para ello típicamente se emplea un desecador sólido.

La corriente de alimentación 31 se divide en dos porciones, las corrientes 32 y 33. La corriente 32 se enfría a -34°F [-37°C] en el intercambiador de calor 10 por intercambio de calor con la corriente fría de residuo gaseoso 42a, mientras la corriente 33 se enfría a -13°F [-25°C] en el intercambiador de calor 11 por intercambio de calor con los líquidos del calderín del desmetanizador a 52°F [11°C] (corriente 45) y los líquidos del calderín lateral a -49°F [-45°C] (corriente 44). Las corrientes 32a y

33a se recombinan para formar la corriente **31a**, que ingresa en el separador **12** a -28°F [-33°C] y a 893 psia [6155 kPa(a)], donde el vapor (la corriente **34**) se separa del líquido condensado (la corriente **35**).

El vapor (corriente **34**) proveniente del separador **12** se divide en dos corrientes, **36** y **39**. La corriente **36**, que contiene aproximadamente 27% del total de vapor, se combina con el líquido del separador (corriente **35**), y la corriente combinada **38** pasa a través del intercambiador de calor **13** en relación de intercambio de calor con la corriente fría de residuo gaseoso **42** donde esta se enfría hasta su sustancial condensación. Luego, la corriente sustancialmente condensada **38a** que se obtiene como resultado a -135°F [-93°C], se expande súbitamente a través de la válvula de expansión **14** hasta una presión ligeramente mayor que la presión operativa (aproximadamente 396 psia [2,730 kPa(a)]) de la torre de fraccionamiento **18**. Durante la expansión, se vaporiza una porción de la corriente, para dar como resultado el enfriamiento de toda la corriente. En el proceso que se ilustra en la Figura 1, la corriente expandida **38b** que sale de la válvula de expansión **14** alcanza una temperatura de -138°F [-94°C] antes de entrar al intercambiador de calor **20**. En el intercambiador de calor **20**, la corriente expandida súbitamente se calienta y se vaporiza parcialmente mientras proporciona enfriamiento y condensación parcial a la corriente de cabeza **41** de la columna, con la corriente caliente **38c** a -139°F [-95°C] luego de eso, se la suministra a una torre de fraccionamiento **18** por un punto de alimentación en la parte superior de la mitad de la columna. (Nótese que la temperatura de la corriente **38b/38c** cae ligeramente a medida que se calienta, debido a la caída de presión a través del intercambiador de calor **20** y la vaporización que se obtiene como resultado de parte del metano líquido contenido en la corriente.)

El 73% restante del vapor del separador **12** (corriente **39**) ingresa en una máquina de trabajo de expansión **15**, en la cual se extrae energía mecánica de esta porción de la alimentación a alta presión. La máquina **15** expande el vapor de una manera sustancialmente isentrópica a la presión de operación de la torre, donde el trabajo de expansión enfría la corriente expandida **39a** a una temperatura de aproximadamente -95°C [-71°C]. Los expansores típicos disponibles comercialmente tienen una capacidad de recuperación en el orden de 80-85% del trabajo disponible teóricamente en una expansión isentrópica ideal. El trabajo recuperado frecuentemente se utiliza para impulsar un compresor centrífugo (tal como el artículo **16**) que se puede utilizar para recomprimir la corriente caliente de residuo gaseoso

(corriente **42b**), por ejemplo. La corriente expandida parcialmente condensada **39a** es suministrada luego como alimentación a la torre de fraccionamiento **18** en un punto de alimentación ubicado en la mitad inferior de la columna.

El vapor de cabeza de la columna (corriente **41**) se extrae de la parte superior del desmetanizador **18** y se enfría desde -136°F [-93°C] a -138°F [-94°C] y se condensa parcialmente (corriente **41a**) en el intercambiador de calor **20** por intercambio de calor con la corriente sustancialmente condensada expandida súbitamente **38b** tal como se describió anteriormente. La presión operativa en el separador de reflujo **21** (391 psia [2,696 kPa(a)]) se mantiene ligeramente por debajo de la presión operativa del desmetanizador **18**. Esto proporciona la fuerza impulsora que hace que el vapor de la corriente de cabeza **41** fluya a través del intercambiador de calor **20** y de allí al separador de reflujo **21** donde el líquido condensado (corriente **43**) se separa del vapor no condensado (corriente **42**). La corriente de líquido **43** proveniente del separador de reflujo **21** es bombeada por la bomba **22** hasta una presión ligeramente mayor que la presión operativa del desmetanizador **18**, y luego, la corriente **43a** se suministra como alimentación fría por la parte superior de la columna (reflujo) al desmetanizador **18**. Este reflujo líquido frío absorbe y condensa los componentes C_2 , los componentes C_3 , y los componentes más pesados contenidos en los vapores que se elevan a través de la región superior de la sección de absorción **18a** del desmetanizador **18**.

El desmetanizador en la torre **18** es una columna de destilación convencional que contiene una pluralidad de bandejas separadas verticalmente, uno o más lechos empaquetados o alguna combinación de bandejas y empaquetamiento. Como frecuentemente es el caso en las plantas de procesamiento de gas natural, la torre del desmetanizador consiste en dos secciones: una sección superior de absorción (rectificación) **18a** que contiene las bandejas y/o el relleno que proveen el contacto necesario entre la porción de vapor de la corriente expandida **39a** que asciende y el líquido frío que desciende para condensar y absorber los componentes C_2 , los componentes C_3 , y los componentes más pesados; y una sección inferior de agotamiento (de desmetanización) **18b** que contiene las bandejas y/o el relleno para proveer contacto necesario entre los líquidos que descienden y los vapores que ascienden. La sección de desmetanización **18b** también incluye calderines (tal como el calderín y el calderín lateral descritos previamente) donde se calienta y se vaporiza una porción de los líquidos que fluyen hacia abajo en la columna, con lo que se suministran los vapores de agotamiento o de arrastre, que fluyen ascendiendo por la columna para eliminar el metano y los componentes más livianos en el producto

líquido, la corriente **46**. La corriente del producto líquido **46** sale del fondo de la torre a 77°F [25°C], sobre la base de las especificaciones típicas, que incluyen una relación entre el metano y el etano de 0,010:1 en masa en el producto en el fondo.

La corriente de vapor **42** proveniente del separador de reflujo **21** es la corriente fría de residuo gaseoso. Esta pasa en contracorriente respecto de la alimentación entrante de gas en el intercambiador de calor **13** donde se calienta hasta -54°F [-48°C] (corriente **42a**) y en el intercambiador de calor **10** donde se calienta hasta 98°F [37°C] (corriente **42b**) mientras proporciona enfriamiento tal como se describió anteriormente. A continuación, el gas residual se comprime nuevamente en dos etapas. La primera etapa comprende el compresor **16**, accionado por la máquina de expansión **15**. La segunda etapa comprende el compresor **23**, accionado por una fuente de energía suplementaria que comprime el gas residual (corriente **42d**) a la presión de la línea para ventas. Luego de enfriarse hasta 110°F [43°C] en el enfriador de la descarga **24**, la corriente de residuo gaseoso **42e** fluye hacia la cañería de gas para la venta a 915 psia [6,307 kPa(a)], suficiente para satisfacer los requerimientos de la línea (usualmente en el orden de la presión de la admisión).

En la siguiente tabla se presenta un resumen de los caudales y del consumo de energía para el proceso que se ilustra en la Figura

Tabla I

(Figura 1)

Resumen de caudales: Lb. Moles/hora [kg moles/hora]

Corriente	Metano	Etano	Propano	Butanos+	Total
31	12,398	546	233	229	13,726
32	8,431	371	159	156	9,334
33	3,967	175	74	73	4,392
34	12,195	501	179	77	13,261
35	203	45	54	152	465
36	3,317	136	49	21	3,607
38	3,520	181	103	173	4,072
39	8,878	365	130	56	9,654
41	12,449	86	7	1	12,788
43	60	4	2	1	69
42	12,389	82	5	0	12,719
46	9	464	228	229	1,007

Recuperaciones*

Etano 84,99%

Propano 97,74%

Butanos+ 99,83%

Energía

Compresión del gas residual 5,505 HP [9,050 kW]

* (Basado en valores de caudal no redondeados)

La Figura 2 es un diagrama de flujo del proceso que muestra una manera en

que se puede adaptar el diseño de la planta de procesamiento de la Figura 1 para operar con un menor nivel de recuperación del componente C_2 . Este es un requerimiento común cuando los valores relativos de hidrocarburos naturales gaseosos y líquidos son variables, haciendo que a veces la recuperación de los componentes C_2 no sea rentable. El proceso de la Figura 2 se ha aplicado a la misma composición y condiciones de la alimentación de gas que se describieron previamente para la Figura 1. Sin embargo, en la simulación del proceso de la Figura 2, las condiciones operativas de proceso se han ajustado para rechazar casi todo el contenido de los componentes C_2 del residuo gaseoso en vez de recuperarlos en el producto del fondo líquido proveniente de la torre de fraccionamiento.

En esta simulación del proceso, el gas de admisión entra a la planta a 110°F [43°C] y 915 psia [6,307 kPa(a)] como la corriente **31** y se enfría en el intercambiador de calor **10** por intercambio de calor con la corriente fría de residuo gaseoso **42a**. La corriente enfriada **31a** entra al separador **12** a 15°F [-9°C] y 900 psia [6,203 kPa(a)] donde el vapor (corriente **34**) se separa del líquido condensado (corriente **35**).

El vapor (corriente **34**) proveniente del separador **12** se divide en dos corrientes, **36** y **39**. La corriente **36**, que contiene aproximadamente 28% del total de vapor, se combina con el líquido del separador (corriente **35**), y la corriente combinada **38** pasa a través del intercambiador de calor **13** en relación de intercambio de calor con la corriente fría de residuo gaseoso **42** donde se enfría hasta su sustancial condensación. Luego, la corriente sustancialmente condensada **38a** que se obtiene como resultado a -114°F [-81°C] se expande súbitamente a través de la válvula de expansión **14** hasta una presión ligeramente mayor que la presión operativa (aproximadamente 400 psia [2,758 kPa(a)]) de la torre de fraccionamiento **18**. Durante la expansión, se vaporiza una porción de la corriente, para dar como resultado el enfriamiento de toda la corriente. En el proceso que se ilustra en la Figura 2, la corriente expandida **38b** que sale de la válvula de expansión **14** alcanza una temperatura de -137°F [-94°C] antes de entrar al intercambiador de calor **20**. En el intercambiador de calor **20**, la corriente expandida súbitamente se calienta y se vaporiza parcialmente mientras proporciona enfriamiento y condensación parcial a la corriente de cabeza de la columna **41**, con la corriente caliente **38c** a -107°F [-77°C] que luego de eso se suministra a la torre de fraccionamiento **18** por un punto de alimentación en la parte superior de la mitad de la columna.

El 72% restante del vapor del separador **12** (corriente **39**) ingresa en una máquina de trabajo de expansión **15**, en la cual se extrae energía mecánica de esta porción de la alimentación a alta presión. La máquina **15** expande el vapor de manera

sustancialmente isentrópica a la presión operativa de la torre, donde el trabajo de expansión enfría a la corriente expandida **39a** hasta una temperatura de aproximadamente -58°F [-50°C] antes de suministrarla como alimentación a la torre de fraccionamiento **18** por un punto de alimentación inferior de la parte media de la columna.

El vapor de cabeza de la columna (corriente **41**) se extrae de la parte superior del desetanizador **18** y se enfría desde -102°F [-74°C] a -117°F [-83°C] y se condensa parcialmente (corriente **41a**) en el intercambiador de calor **20** por intercambio de calor con la corriente sustancialmente condensada expandida súbitamente **38b** tal como se describió anteriormente. La corriente condensada parcialmente **41a** entra al separador de reflujo **21**, que opera a 395 psia [2,723 kPa(a)], donde el líquido condensado (corriente **43**) se separa del vapor no condensado (corriente **42**). La corriente de líquido **43** proveniente del separador de reflujo **21** es bombeada por la bomba **22** hasta una presión ligeramente mayor que la presión operativa del desetanizador **18**, y luego la corriente **43a** se suministra como alimentación fría por la parte superior de la columna (reflujo) al desetanizador **18**.

La corriente de producto líquido **46** sale por el fondo de la torre a 223°F [106°C], en base a una especificación típica de una proporción de etano a propano de 0,050:1 sobre una base molar en el producto del fondo. El residuo gaseoso frío (la corriente de vapor **42** proveniente del separador de reflujo **21**) pasa en contracorriente respecto de la alimentación entrante de gas en el intercambiador de calor **13** donde se calienta hasta -25°F [-31°C] (corriente **42a**) y en el intercambiador de calor **10** donde se calienta hasta 105°F [41°C] (corriente **42b**) mientras proporciona enfriamiento tal como se describió anteriormente. Posteriormente, el gas residual se comprime nuevamente en dos etapas, el compresor **16**, operado por la máquina de expansión **15**, y el compresor **23**, operado por una fuente de energía suplementaria. Una vez que la corriente **42d** se enfría a 110°F [43°C] en el enfriador de descarga **24**, el producto de gas residual (la corriente **42e**) fluye a través de la tubería del gas para ventas a 915 psia [6307 kPa(a)].

En la siguiente tabla se presenta un resumen de los caudales y del consumo de energía para el proceso ilustrado en la Figura 2.

Tabla II
(Figura 2)
Resumen de caudales: Lb. Moles/hora [kg moles/hora]

Corriente	Metano	Etano	Propano	Butanos+	Total
31	12,398	546	233	229	13,726
34	12,332	532	215	128	13,523
35	66	14	18	101	203

36	3,502	151	61	36	3,841
38	3,568	165	79	137	4,044
39	8,830	381	154	92	9,682
41	13,441	1,033	7	0	14,877
43	1,043	498	6	0	1,624
42	12,398	535	1	0	13,253
46	0	11	232	229	473

Recuperaciones*

Propano	99,50%
Butanos+	100,00%

Energía

Compresión del gas residual	5,595	HP	[9,198 kW]
-----------------------------	-------	----	------------

* (Basado en valores de caudal no redondeados)

DESCRIPCIÓN DE LA INVENCIÓN

Ejemplo 1

En la Figura 3 se ilustra un diagrama de flujo de un proceso de acuerdo con la presente. La composición del gas de alimentación y las condiciones consideradas en el proceso que se presenta en la Figura 3 son iguales a los de la Figura 1 Por consiguiente, el proceso de la Figura 3 puede compararse con el proceso de la Figura 1

En la simulación del proceso de la Figura 3, el gas de entrada ingresa en la planta como la corriente **31** y se divide en dos porciones, las corrientes **32** y **33**. La primera porción, la corriente **32**, ingresa en un medio intercambiador de calor en la región superior de la sección de enfriamiento de la alimentación **118a** dentro del conjunto de procesamiento **118**. Este medio intercambiador de calor puede estar compuesto por un intercambiador de calor del tipo de aleta y tubo, un intercambiador de calor del tipo de placa, un intercambiador de calor del tipo de aluminio soldado u otro tipo de dispositivo para transferir calor, incluyendo intercambiadores de calor de pasaje múltiple y/o de servicio múltiple. El medio intercambiador de calor está configurado para proveer una corriente de intercambio de calor **32**, que fluye desde un pasaje del medio intercambiador de calor, y una corriente de vapor de destilación, que surge de la sección de rectificación **118b** dentro del conjunto de calentamiento **118**, que ha sido calentado en el medio intercambiador de calor en la región más larga de la sección de enfriamiento de la alimentación **118a**. La corriente **32** se enfría mientras la corriente de vapor de destilación se calienta en mayor medida, de modo que la corriente **32a** sale del medio intercambiador de calor a -29°F [-34°C].

La segunda porción, corriente **33**, entra a un medio de transferencia de calor y masa en la sección de agotamiento **118d** dentro del conjunto de procesamiento **118**.

Este medio de transferencia de calor y masa también puede comprender un intercambiador de calor del tipo de tubo y aletas, un intercambiador de calor del tipo de placas, un intercambiador de calor del tipo de aluminio soldado, u otro tipo de dispositivo para la transferencia de calor, que incluye intercambiadores de calor multi-pasos y/o multi-servicios. El medio de transferencia de calor y masa se configura para proveer intercambio de calor entre la corriente **33** que fluye a través de un pasaje del medio de transferencia de calor y masa y una corriente del líquido de la destilación que fluye en dirección descendente desde un medio de absorción sobre el nivel del medio de transferencia de calor y masa en la sección de agotamiento **118d**, de tal manera que la corriente **33** se enfría a la vez que calienta a la corriente de líquido de la destilación, enfriando a la corriente **33a** hasta -10°F [-23°C] antes de que esta deje el medio de transferencia de calor y masa. A medida que se calienta la corriente de líquido de la destilación, una porción de ella se vaporiza para formar los vapores de separación, que asciendan a medida que continúa fluyendo hacia abajo el líquido remanente a través del medio de transferencia de calor y de masa. El medio de transferencia de calor y de masa provee un contacto continuo entre los vapores de separación y la corriente de líquido de la destilación, de modo que también funciona para proveer la transferencia de masa entre las fases de vapor y de líquido, de modo que se separan el metano y los componentes más livianos de la corriente del producto líquido **46**.

Las corrientes **32a** y **33a** se recombinan para formar la corriente **31a**, que ingresa en la sección de separación **118e** dentro del conjunto de calentamiento **118a** a -23°F [-31°C] y a 900 psia [6,203 kPa(a)], después de lo cual se separa el vapor (corriente **34**) del líquido condensado (corriente **35**). La sección del separador **118e** tiene un cabezal interno u otro medio que la separa de la sección de agotamiento **118d**, de tal manera que las dos secciones dentro del conjunto de procesamiento **118** puedan operar a presiones diferentes.

El vapor (la corriente **34**) de la sección de separación **118e** se divide en dos corrientes, **36** y **39**. La corriente **36**, que contiene aproximadamente 29% del vapor total, se combina con el líquido separado (la corriente **35**, a través de la corriente **37**), y la corriente combinada **38** ingresa en un medio intercambiador de calor en la región de enfriamiento de la alimentación **118a**, que se halla en la porción inferior del conjunto de calentamiento **118**. Del mismo modo, este medio intercambiador de calor puede estar compuesto por un intercambiador de calor del tipo de aleta y tubo, un intercambiador de calor del tipo de placa, un intercambiador de calor del tipo de aluminio soldado u otro tipo de dispositivo para transferir calor, incluyendo

intercambiadores de calor de pasaje múltiple y/o de servicio múltiple. El medio para el intercambio de calor se configura para proveer intercambio de calor entre la corriente **38** que fluye a través de un pasaje del medio para el intercambio de calor y la corriente de vapor de destilación que se eleva desde la sección de rectificación **118b** dentro del conjunto de procesamiento **118**, de tal manera que la corriente **38** se enfría hasta su sustancial condensación mientras calienta a la corriente de vapor de destilación.

Luego, la corriente sustancialmente condensada **38a** a -135°F [-93°C] que se obtiene como resultado se expande súbitamente a través de la válvula de expansión **14** hasta una presión ligeramente mayor que la presión operativa (aproximadamente 388 psia [2,675 kPa(a)]) de la sección de rectificación **118b** y la sección de absorción **118c** (un medio de absorción) dentro del conjunto de procesamiento **118**. Durante la expansión, se puede vaporizar una porción de la corriente, para dar como resultado el enfriamiento de toda la corriente. En el proceso que se ilustra en la Figura 3, la corriente expandida **38b** que sale de la válvula de expansión **14** alcanza una temperatura de -139°F [-95°C] antes de ser dirigida a un medio de transferencia de calor y masa dentro de la sección de rectificación **118b**. Este medio de transferencia de calor y masa también puede comprender un intercambiador de calor del tipo de tubo y aletas, un intercambiador de calor del tipo de placas, un intercambiador de calor del tipo de aluminio soldado, u otro tipo de dispositivo para la transferencia de calor, que incluye intercambiadores de calor multi-pasos y/o multi-servicios. El medio de transferencia de calor y masa se configura para proveer intercambio de calor entre la corriente de vapor de destilación que se eleva desde la sección de absorción **118c** que fluye en dirección ascendente a través de un pasaje del medio de transferencia de calor y masa y la corriente expandida **38b** que fluye en dirección descendente, de tal manera que el vapor de la destilación se enfría a la vez que calienta a la corriente expandida. a medida que se enfría la corriente de vapor de destilación, una porción de esta es condensada y cae mientras el vapor restante de la destilación continúa fluyendo en dirección ascendente a través del medio de transferencia de calor y masa. El medio de transferencia de calor y masa proporciona un contacto continuo entre el líquido condensado y el vapor de la destilación de tal manera que este también trabaja proveyendo transferencia de masa entre las fases líquida y de vapor, proveyendo de esa manera la rectificación del vapor de la destilación. El líquido condensado se recoge del fondo del medio de transferencia de calor y masa y se dirige a la sección de absorción **118c**.

La corriente expandida súbitamente **38b** se vaporiza parcialmente mientras

proporciona enfriamiento y condensación parcial a la corriente de vapor de destilación, y sale por el medio de transferencia de calor y masa en la sección de rectificación **118b** a -140°F [-96°C]. (Nótese que la temperatura de la corriente **38b** cae ligeramente a medida que se calienta, debido a la caída de presión a través del medio de transferencia de calor y masa y la vaporización que se obtiene como resultado de parte del metano líquido contenido en la corriente). La corriente expandida súbitamente y calentada se separa en sus respectivas fases líquida y de vapor, donde la fase vapor se combina con el vapor que se eleva desde la sección de absorción **118c** para formar la corriente de vapor de destilación que entra al medio de transferencia de calor y masa en la sección de rectificación **118b** tal como se describió anteriormente. La fase líquida se dirige hacia la región superior de la sección de absorción **118c** para unirse con el líquido condensado proveniente de la corriente de vapor de destilación en la sección de rectificación **118b**.

El 71% remanente del vapor de la sección de separación **118e** (la corriente **39**) ingresa en una máquina de trabajo de expansión **15**, donde se extrae la energía mecánica de esta porción de la alimentación a alta presión. La máquina **15** expande el vapor de una manera sustancialmente isentrópica a la presión de operación de la sección de absorción **118c**, donde el trabajo de expansión enfría la corriente expandida **39a** a una temperatura de aproximadamente -93°F [-70°C]. Luego de eso, la corriente expandida condensada parcialmente **39a** se suministra como alimentación a la región inferior de la sección de absorción **118c** dentro del conjunto de procesamiento **118** para entrar en contacto con los líquidos que se suministran a la región superior de la sección de absorción **118c**.

Cada una de la sección de absorción **118c** y la sección de agotamiento **118d** contiene un medio de absorción que consiste en una pluralidad de bandejas separadas verticalmente, uno o más lechos rellenos, o alguna combinación de bandejas y relleno. Las bandejas y/o el relleno de la sección de absorción **118c** y la sección de agotamiento **118d** proveen el contacto necesario entre los vapores que ascienden y el líquido frío que desciende. La porción líquida de la corriente expandida **39a** se entremezcla con los líquidos que descienden desde la sección de absorción **118c** y el líquido combinado continúa en dirección descendente entrando en la sección de agotamiento **118d**. Los vapores que se elevan desde la sección de agotamiento **118d** se combinan con la porción de vapor de la corriente expandida **39a** y se elevan en dirección ascendente a través de la sección de absorción **118c**, para entrar en contacto con el líquido frío que desciende para condensar y absorber la mayor parte de los componentes C_2 , los componentes C_3 , y los componentes más

pesados de dichos vapores. Los vapores que se elevan desde la sección de absorción **118c** se combinan con la porción de vapor de la corriente caliente expandida **38b** y se elevan en dirección ascendente a través de la sección de rectificación **118b**, para ser enfriados y rectificados para separar la mayor parte de los componentes C_2 , los componentes C_3 , y los componentes más pesados restantes en dichos vapores, tal como se describió anteriormente. La porción líquida de la corriente calentada y expandida **38b** se entremezcla con los líquidos que caen desde la sección rectificadora **118b** y el líquido combinado continúa bajando hasta entrar en la sección de absorción **118c**.

El líquido de la destilación que fluye en dirección descendente desde el medio de transferencia de calor y masa en la sección de agotamiento **118d** dentro del conjunto de procesamiento **118** ha sido despojado del metano y los componentes más livianos. El producto líquido que se obtiene como resultado (corriente **46**) sale por la región inferior de la sección de agotamiento **118d** y deja el conjunto de procesamiento **118** a 73°F [23°C]. La corriente de vapor de destilación que se eleva desde la sección de rectificación **118b** se calienta en la sección de enfriamiento de la alimentación **118a** mientras proporciona enfriamiento a las corrientes **32** y **38** tal como se describió anteriormente, y la corriente de residuo gaseoso **42** que se obtiene como resultado deja el conjunto de procesamiento **118** a 99°F [37°C]. Posteriormente, la corriente de gas residual se comprime nuevamente en dos etapas, el compresor **16**, operado por la máquina de expansión **15**, y el compresor **23**, operado por una fuente de energía suplementaria. Una vez que la corriente **42b** se enfría a 110°F [43°C] en el enfriador de descarga **24**, el producto de gas residual (la corriente **42c**) fluye a través de la tubería del gas para ventas a 915 psia [6307 kPa(a)].

En la siguiente tabla se presenta un resumen de los caudales y del consumo de energía para el proceso ilustrado en la Figura 3.

Tabla III
(Figura 3)

Resumen de caudales: Lb. Moles/hora [kg moles/hora]

Corriente	Metano	Etano	Propano	Butanos+	Total
31	12,398	546	233	229	13,726
32	8,431	371	159	156	9,334
33	3,967	175	74	73	4,392
34	12,221	507	186	83	13,308
35	177	39	47	146	418
36	3,544	147	54	24	3,859
37	177	39	47	146	418
38	3,721	186	101	170	4,277
39	8,677	360	132	59	9,449

42	12,389	73	5	0	12,700
46	9	473	228	229	1,026

Recuperaciones*

Etano	86,66%
Propano	98,01%
Butanos+	99,81%

Energía

Compresión del gas residual	5,299	HP	[8,711 kW]
-----------------------------	-------	----	------------

* (Basado en valores de caudal no redondeados)

Una comparación de las tablas I y III muestra que, en comparación con la tecnología anterior, la presente invención mejora la recuperación de etano de 84,99% a 86,66% y la recuperación de propano de 97,74% a 98,01%, y mantiene esencialmente la misma recuperación de butanos+ (99,81% contra 99,83% para la tecnología anterior). La comparación de las tablas I y III también muestra que los rendimientos en producto se consiguieron usando una cantidad significativamente menor de energía que con la tecnología anterior. En términos de eficiencia de la recuperación (definida por la cantidad de etano recuperada por unidad de potencia), la presente invención representa una mejora de casi un 6% respecto del proceso del arte anterior de la Figura 1.

La mejora en la eficiencia de la recuperación provista por la presente en comparación con el proceso de los antecedentes técnicos, que se representa en la Figura 1, se debe primariamente a tres factores. En primer lugar, la disposición compacta del medio para el intercambio de calor en la sección de enfriamiento de la alimentación **118a** y la sección de rectificación **118b** dentro del conjunto de procesamiento **118** elimina la caída de presión impuesta por la cañería de interconexión que hay en las plantas de procesamiento convencionales. El resultado es que, en el caso de la presente invención, el residuo gaseoso que fluye hacia el compresor **16** se encuentra a una mayor presión en comparación con la tecnología anterior, de tal manera que el residuo gaseoso que entra al compresor **24** está a una presión significativamente mayor, reduciendo de esa manera la energía que requiere la presente invención para hacer volver al residuo gaseoso a la presión de la cañería.

En segundo lugar, al usar el medio de transferencia de calor y masa en la sección de agotamiento **118d** para calentar simultáneamente el líquido de la destilación que sale del medio de absorción de la sección de agotamiento **118d** a la vez que se permite los vapores que se obtienen como resultado entren en contacto con el líquido y sean despojados de sus componentes volátiles es más eficiente que el uso de una columna de destilación convencional con calderines externos. Los

componentes volátiles se separan del líquido de manera continua, con lo que se reduce la concentración de los componentes volátiles en los vapores de separación con mayor velocidad y se mejora la eficiencia de la separación para la presente.

En tercer lugar, el uso del medio de transferencia de calor y masa en la sección de rectificación **118b** para enfriar simultáneamente la corriente de vapor de destilación que se eleva desde la sección de absorción **118c** a la vez que se condensan los componentes hidrocarburos más pesados provenientes de la corriente de vapor de destilación proporciona una rectificación más eficiente que el uso del reflujo en una columna de destilación convencional. Como resultado de esto, se puede extraer una mayor porción de los componentes C_2 , los componentes C_3 , y los componentes hidrocarburos más pesados de la corriente de vapor de destilación usando la refrigeración disponible en la corriente expandida **38b** en comparación con el de la Figura 1 de la tecnología anterior.

La presente invención presenta dos ventajas adicionales en comparación con los antecedentes técnicos, además del incremento en la eficiencia del procesamiento. En primer término, la disposición compacta del conjunto de procesamiento **118** de la presente invención reemplaza a ocho equipos separados de la tecnología anterior (los intercambiadores de calor **10**, **11**, **13**, y **20**, el separador **12**, el separador de reflujo **21**, la bomba de reflujo **22**, y la torre de fraccionamiento **18** de la Figura 1) con un único equipo (conjunto de procesamiento **118** en la Figura 3). Esto reduce los requerimientos de espacio en planta, elimina las cañerías de interconexión, y elimina la energía consumida por la bomba de reflujo, reduciendo el costo de capital y el costo operativo de una planta de proceso donde se utiliza la presente invención respecto de una de la tecnología anterior. En segundo término, la eliminación de la cañería de interconexión significa que una planta de procesamiento donde se utiliza la presente invención tiene muchas menos conexiones embridadas en comparación con la tecnología anterior, reduciendo el número de potenciales fuentes de fugas en la planta. Los hidrocarburos son compuestos orgánicos volátiles (VOC), algunos de los cuales están clasificados como gases de invernaderos, y algunos de los cuales pueden ser precursores para la formación de ozono atmosférico, por lo que la presente permite reducir el potencial de emanaciones atmosféricas que puedan dañar el ambiente.

Ejemplo 2

En aquellos casos donde se debe reducir el nivel de recuperación del componente C_2 en el producto líquido (por ejemplo, como en el proceso de la tecnología anterior de la Figura 2 descrito previamente), la presente invención ofrece

significativas ventajas de eficiencia respecto del proceso de la tecnología anterior que se muestra en la Figura 2. Las condiciones operativas del proceso de la Figura 3 se pueden alterar tal como se ilustra en la Figura 4 para reducir el contenido de etano en el producto líquido de la presente invención hasta el mismo nivel que para el proceso de la tecnología anterior de la Figura 2. La composición del gas de alimentación y las condiciones consideradas en el proceso que se presenta en la Figura 4 son iguales a los de la Figura 2. Por lo tanto, el proceso de la Figura 4 se puede comparar con el proceso de la Figura 2 para ilustrar mejor las ventajas de la presente invención.

En la simulación del proceso de la Figura 4, la corriente **31** de admisión de gas entra a un medio para el intercambio de calor en la región superior de la sección de enfriamiento de la alimentación **118a** dentro del conjunto de procesamiento **118**. El medio para el intercambio de calor se configura para proveer intercambio de calor entre la corriente **31** que fluye a través de un pasaje del medio para el intercambio de calor y una corriente de vapor de destilación que se eleva desde la sección de rectificación **118b** dentro del conjunto de procesamiento **118** que ha sido calentada en un medio para el intercambio de calor en la región inferior de la sección de enfriamiento de la alimentación **118a**. La corriente **31** se enfría mientras calienta más a la corriente de vapor de destilación, donde la corriente **31a** sale del medio para el intercambio de calor y luego de eso, entra a la sección del separador **118e** dentro del conjunto de procesamiento **118** a 15°F [-9°C] y 900 psia [6,203 kPa(a)], después de lo cual se separa el vapor (corriente **34**) del líquido condensado (corriente **35**).

El vapor (corriente **34**) proveniente de la sección del separador **118e** se divide en dos corrientes, **36** y **39**. La corriente **36**, que contiene aproximadamente 28% del total de vapor, se combina con el líquido separado (corriente **35**, mediante la corriente **37**), y la corriente combinada **38** entra a un medio para el intercambio de calor en la región inferior de la sección de enfriamiento de la alimentación **118a** dentro del conjunto de procesamiento **118**. El medio para el intercambio de calor se configura para proveer intercambio de calor entre la corriente **38** que fluye a través de un pasaje del medio para el intercambio de calor y la corriente de vapor de destilación que se eleva desde la sección de rectificación **118b** dentro del conjunto de procesamiento **118**, de tal manera que la corriente **38** se enfría hasta su sustancial condensación mientras calienta a la corriente de vapor de destilación.

Luego, la corriente sustancialmente condensada **38a** que se obtiene como resultado a -114°F [-81°C] se expande súbitamente a través de la válvula de expansión **14** hasta una presión ligeramente mayor que la presión operativa (aproximadamente 393 psia [2,710 kPa(a)]) de la sección de rectificación **118b** y la

sección de absorción **118c** dentro del conjunto de procesamiento **118**. Durante la expansión se puede vaporizar una porción de la corriente, para dar como resultado el enfriamiento de toda la corriente. En el proceso que se ilustra en la Figura 4, la corriente expandida **38b** que sale de la válvula de expansión **14** alcanza una temperatura de -138°F [-94°C] antes de ser dirigida a un medio de transferencia de calor y masa dentro de la sección de rectificación **118b**. El medio de transferencia de calor y masa se configura para proveer intercambio de calor entre la corriente de vapor de destilación que se eleva desde la sección de absorción **118c** que fluye en dirección ascendente a través de un pasaje del medio de transferencia de calor y masa y la corriente expandida **38b** que fluye en dirección descendente, de tal manera que el vapor de la destilación se enfría a la vez que calienta a la corriente expandida. A medida que se enfría la corriente de vapor de destilación, una porción de esta es condensada y cae mientras el vapor restante de la destilación continúa fluyendo en dirección ascendente a través del medio de transferencia de calor y masa. El medio de transferencia de calor y masa proporciona un contacto continuo entre el líquido condensado y el vapor de la destilación de tal manera que también trabaja proveyendo transferencia de masa entre las fases líquida y de vapor, proveyendo de esa manera la rectificación del vapor de la destilación. El líquido condensado se recoge del fondo del medio de transferencia de calor y masa y se dirige a la sección de absorción **118c**.

La corriente expandida súbitamente **38b** se vaporiza parcialmente mientras proporciona enfriamiento y condensación parcial de la corriente de vapor de destilación, luego sale por el medio de transferencia de calor y masa en la sección de rectificación **118b** a -104°F [-75°C] y se separa en sus respectivas fases líquida y de vapor. La fase vapor se combina con el vapor que se eleva desde la sección de absorción **118c** para formar la corriente de vapor de destilación que entra al medio de transferencia de calor y masa en la sección de rectificación **118b** tal como se describió anteriormente. La fase líquida se dirige hacia la región superior de la sección de absorción **118c** para unirse con el líquido condensado proveniente de la corriente de vapor de destilación en la sección de rectificación **118b**.

El 72% remanente del vapor de la sección de separación **118e** (la corriente **39**) ingresa en una máquina de trabajo de expansión **15**, donde se extrae la energía mecánica de esta porción de la alimentación a alta presión. La máquina **15** expande el vapor de una manera sustancialmente isentrópica a la presión de operación de la sección de absorción **118c**, donde el trabajo de expansión enfría la corriente expandida **39a** a una temperatura de aproximadamente -60°F [-51°C]. Luego de eso

la corriente expandida condensada parcialmente **39a** se suministra como alimentación a la región inferior de la sección de absorción **118c** dentro del conjunto de procesamiento **118** para entrar en contacto con los líquidos que se suministran a la región superior de la sección de absorción **118c**.

Cada una de las secciones de absorción **118c** y agotamiento **118d** contiene un medio de absorción. La sección de agotamiento **118d** también incluye un medio de transferencia de calor y masa por debajo de su medio de absorción que se configura para proveer intercambio de calor entre un medio de calentamiento que fluye a través de un pasaje del medio de transferencia de calor y masa y una corriente del líquido de la destilación que fluye en dirección descendente desde el medio de absorción, de tal manera que la corriente de líquido de la destilación se calienta. A medida que se calienta la corriente de líquido de la destilación, una porción de ella se vaporiza para formar los vapores de separación, que asciendan a medida que continúa fluyendo hacia abajo el líquido remanente a través del medio de transferencia de calor y de masa. El medio de transferencia de calor y de masa provee un contacto continuo entre los vapores de separación y la corriente de líquido de la destilación, de modo que también funciona para proveer la transferencia de masa entre las fases de vapor y de líquido, de modo que se separan el metano, los componentes de C_2 y los componentes más livianos de la corriente del producto líquido **46**. El producto líquido que se obtiene como resultado (corriente **46**) sale por la región inferior de la sección de agotamiento **118d** y deja el conjunto de procesamiento **118** a 221°F [105°C].

La corriente de vapor de destilación que se eleva desde la sección de rectificación **118b** se calienta en la sección de enfriamiento de la alimentación **118a** mientras proporciona enfriamiento a las corrientes **31** y **38** tal como se describió anteriormente, y la corriente de residuo gaseoso que se obtiene como resultado **42** deja el conjunto de procesamiento **118** a 106°F [41°C]. Posteriormente, la corriente de gas residual se comprime nuevamente en dos etapas, el compresor **16**, operado por la máquina de expansión **15**, y el compresor **23**, operado por una fuente de energía suplementaria. Una vez que la corriente **42b** se enfría a 110°F [43°C] en el enfriador de descarga **24**, el producto de gas residual (la corriente **42c**) fluye a través de la tubería del gas para ventas a 915 psia [6307 kPa(a)].

En la siguiente tabla se presenta un resumen de los caudales y del consumo de energía para el proceso ilustrado en la Figura 4.

Tabla IV
(Figura 4)
Resumen de caudales: Lb. Moles/hora [kg moles/hora]

<u>Corriente</u>	<u>Metano</u>	<u>Etano</u>	<u>Propano</u>	<u>Butanos+</u>	<u>Total</u>
31	12,398	546	233	229	13,726
34	12,332	532	215	128	13,523
35	66	14	18	101	203
36	3,515	152	61	36	3,854
37	66	14	18	101	203
38	3,581	166	79	137	4,057
39	8,817	380	154	92	9,669
42	12,398	535	1	0	13,253
46	0	11	232	229	473

Recuperaciones*

Propano	99,50%
Butanos+	100,00%

Energía

Compresión del gas residual	5,384	HP	[8,851 kW]
-----------------------------	-------	----	------------

* (Basado en valores de caudal no redondeados)

Al compararse las tablas II y IV, se observa que con la presente se mantienen esencialmente las mismas recuperaciones que con los antecedentes técnicos. Sin embargo, al continuar con la comparación entre las tablas II y IV, se demuestra que los rendimientos del producto se obtuvieron usando significativamente menos energía que con los antecedentes técnicos. En términos de la eficiencia de la recuperación (definida a partir de la cantidad de propano recuperado por unidad de energía), la presente representa una mejora de alrededor de 4% en comparación con el proceso de los antecedentes técnicos, que se representa en la Figura 2.

La forma de realización de la Figura 4 de la presente invención proporciona las mismas ventajas relacionadas con la disposición compacta del conjunto de procesamiento 118 que la forma de realización de la Figura 3. La forma de realización de la Figura 4 de la presente invención reemplaza siete equipos separados en la tecnología anterior (intercambiadores de calor 10, 13, y 20, separador 12, separador de reflujo 21, bomba de reflujo 22, y torre de fraccionamiento 18 en la Figura 2) por un único equipo (conjunto de procesamiento 118 en la Figura 4). Esto reduce los requerimientos de espacio en planta, elimina la cañería de interconexión, y elimina la energía consumida por la bomba de reflujo, reduciendo el costo de capital y el costo operativo de una planta de proceso donde se utiliza esta forma de realización de la presente invención respecto de las de la tecnología anterior, a la vez que también se reducen los potenciales de liberaciones a la atmósfera que puedan dañar el ambiente.

Otras realizaciones

Ciertas circunstancias pueden favorecer el suministro de la corriente de líquido **35** directamente a la sección de agotamiento **118d** mediante la corriente **40** como se muestra en las Figuras 3 a 6. En dichos casos, se utiliza un dispositivo de expansión apropiado (tal como la válvula de expansión **17**) para expandir el líquido a la presión operativa de la sección de agotamiento **118d** y la corriente expandida de líquido **40a** que se obtiene como resultado se suministra como alimentación a la sección de agotamiento **118d** sobre el nivel del medio de absorción, sobre el nivel del medio de transferencia de calor y masa, o a ambos puntos de alimentación (como muestran las líneas cortadas). Ciertas circunstancias pueden favorecer la combinación de una porción de la corriente de líquido **35** (corriente **37**) con el vapor que hay en la corriente **36** para formar la corriente combinada **38** y dirigir la porción restante de la corriente de líquido **35** hacia la sección de agotamiento **118d** mediante las corrientes **40/40a**. Ciertas circunstancias pueden favorecer la combinación de la corriente expandida de líquido **40a** con la corriente expandida **39a** y luego de eso, suministrar la corriente combinada a la región inferior de la sección de absorción **118c** como una única alimentación.

Ciertas circunstancias pueden favorecer el uso de la segunda porción enfriada (corriente **33a** en las Figuras 3 y 5) en lugar de la primera porción (corriente **36**) de la corriente de vapor **34** para formar la corriente **38** que fluye al medio para el intercambio de calor en la región inferior de la sección de enfriamiento de la alimentación **118a**. En dichos casos, solo se suministra la primera porción enfriada (corriente **32a**) a la sección del separador **118e** (Figura 3) o del separador **12** (Figura 5), y toda la corriente de vapor **34** que se obtiene como resultado se suministra a la máquina de trabajo de expansión **15**.

En ciertas circunstancias, puede ser ventajoso usar un recipiente separador externo para separar la corriente de alimentación enfriada **31a**, en vez de incluir a la sección del separador **118e** en el conjunto de procesamiento **118**. Como se muestra en las Figuras 5 y 6, el separador **12** se puede utilizar para separar a la corriente de alimentación enfriada **31a** en la corriente de vapor **34** y la corriente de líquido **35**.

Dependiendo de la cantidad de hidrocarburos más pesados que haya en la alimentación de gas y la presión de la alimentación de gas, la corriente de alimentación enfriada **31a** que entra a la sección del separador **118e** en las Figuras 3 y 4 o al separador **12** en las Figuras 5 y 6 puede no contener nada de líquido (porque está sobre su punto de rocío, o porque está sobre su cricondenbara). En dichos casos, no hay líquido en las corrientes **35** y **37** (como muestran las líneas cortadas),

por lo que solo el vapor proveniente de la sección del separador **118e** en la corriente **36** (Figuras 3 y 4) o el vapor proveniente del separador **12** en la corriente **36** (Figuras 5 y 6) fluye a la corriente **38** para convertirse en la corriente expandida sustancialmente condensada **38b** que se suministra al medio de transferencia de calor y masa en la sección de rectificación **118b**. En dichas circunstancias, la sección del separador **118e** en el conjunto de procesamiento **118** (Figuras 3 y 4) o el separador **12** (Figuras 5 y 6) pueden no ser necesarios.

A partir de las condiciones del gas de alimentación, el tamaño de la planta, el equipo disponible u otros factores puede determinarse la factibilidad de la eliminación de la máquina de trabajo de expansión **15** o su reemplazo por un dispositivo de expansión alternativo (tal como una válvula de expansión). Aunque se representa la expansión de corrientes individuales en dispositivos de expansión particulares, podrán emplearse medios de expansión alternativos cuando sea apropiado. Por ejemplo, las condiciones pueden garantizar el trabajo de expansión de la porción sustancialmente condensada de la corriente de alimentación (la corriente **38a**).

De acuerdo con la presente, puede recurrirse al uso de refrigeración externa para proveerle el enfriamiento disponible al gas de entrada desde el vapor de destilación y la corriente de líquidos, particularmente en el caso de un gas de entrada rico. En estos casos, puede incluirse un medio de transferencia de calor y de masa en la sección de separación **118e** (o un medio de recolección en los casos donde la corriente de alimentación enfriada **31a** no contengan líquidos), como se ilustra con líneas punteadas en las Figura 3 y 4, o puede incluirse un medio de transferencia de calor y de masa en el separador **12**, como se ilustra con líneas punteadas en las Figura 5 y 6. Este medio de transferencia de calor y de masa puede estar compuesto por un intercambiador de calor del tipo de aleta y tubo, un intercambiador de calor del tipo de placa, un intercambiador de calor del tipo de aluminio soldado u otro tipo de dispositivo para transferir calor, incluyendo intercambiadores de calor de pasaje múltiple y/o de servicio múltiple. El medio de transferencia de calor y masa se configura para proveer intercambio de calor entre una corriente de refrigerante (por ejemplo, propano) que fluye a través de un pasaje del medio de transferencia de calor y masa y la porción de vapor de corriente **31a** que fluye en dirección ascendente, de tal manera que el refrigerante enfríe más el vapor y condense más líquido adicional, que cae para formar parte del líquido que se extrae en la corriente **35**. Como alternativa, se pueden utilizar enfriador(es) de gas convencional(es) para enfriar la corriente **32a**, la corriente **33a**, y/o la corriente **31a** con un refrigerante antes de que la corriente **31a** entre a la sección del separador **118e** (Figuras 3 y 4) o el

separador **12** (Figuras 5 y 6).

Dependiendo de la temperatura de la alimentación de gas y de lo rica que sea y de la cantidad de componentes C_2 que se recuperarán en la corriente de producto líquido **46**, en la corriente **33** puede no haber disponible suficiente capacidad de calentamiento para hacer que el líquido que sale de la sección de agotamiento **118d** satisfaga las especificaciones del producto. En dichos casos, el medio de transferencia de calor y masa en la sección de agotamiento **118d** puede incluir la posibilidad de proveer calentamiento suplementario con un medio de calentamiento, como muestran las líneas cortadas en las Figuras 3 y 5. Como alternativa, en la región inferior de la sección de agotamiento **118d** se puede incluir otro medio de transferencia de calor y masa para proveer calentamiento suplementario, o la corriente **33** se puede calentar con un medio de calentamiento antes de suministrarla al medio de transferencia de calor y masa en la sección de agotamiento **118d**.

Dependiendo del tipo de dispositivos de transferencia de calor seleccionados para el medio intercambiador de calor en las regiones superiores e inferiores de la sección de enfriamiento de la alimentación **118a**, podría ser posible combinar estos medios intercambiadores de calor en un solo dispositivo intercambiador de calor de pasaje múltiple y/o de servicio múltiple. En estos casos, el dispositivo intercambiador de calor de pasaje múltiple y/o de servicio múltiple incluiría medios apropiados para distribuir, segregar y recolectar la corriente **32**, la corriente **38** y la corriente de vapor de destilación, con el fin de efectuar el enfriamiento y el calentamiento deseados. De manera similar, el tipo de dispositivo de transferencia de calor y masa que se seleccione para el medio de transferencia de calor y masa en la sección de rectificación **118b** puede permitir que se lo combine con el medio para el intercambio de calor en la región inferior de la sección de enfriamiento de la alimentación **118a** (y posiblemente también con el medio para el intercambio de calor en la región superior de la sección de enfriamiento de la alimentación **118a**) en un único dispositivo de transferencia de calor y masa multi-pasos y/o multi-servicios. En dichos casos, el dispositivo de transferencia de calor y masa multi-pasos y/o multi-servicios incluirá algún medio apropiado para distribuir, segregar, y recolectar la corriente **38**, la corriente **38b**, y la corriente de vapor de destilación (y opcionalmente la corriente **32**) para conseguir el enfriamiento y calentamiento deseados.

Ciertas circunstancias pueden favorecer que no se provea un medio de absorción en la región superior de la sección de agotamiento **118d**. En dichos casos, se recoge una corriente del líquido de la destilación de la región inferior de la sección de absorción **118c** y se dirige al medio de transferencia de calor y masa en la sección

de agotamiento **118d**.

Una opción menos preferida para las formas de realización de la presente invención de las Figuras 3 y 5 consiste en proveer un recipiente separador para la primera porción enfriada **31a** y un recipiente separador para la segunda porción enfriada **32a**, combinando las corrientes de vapor que se separan allí para formar la corriente de vapor **34**, y combinando las corrientes de líquido que se separan allí para formar la corriente de líquido **35**. Otra opción menos preferida para la presente invención es enfriar la corriente **37** en un medio para el intercambio de calor separado dentro de la sección de enfriamiento de la alimentación **118a** (en vez de combinar la corriente **37** con la corriente **36** para formar la corriente combinada **38**), expandiendo la corriente enfriada en un dispositivo de expansión separado, y suministrar la corriente expandida ya sea al medio de transferencia de calor y masa en la sección de rectificación **118b** o a la región superior de la sección de absorción **118c**.

Ha de comprenderse que la cantidad relativa de alimentación en cada rama de la alimentación de vapor dividida dependerá de varios factores, incluyendo la presión del gas, la composición del gas de alimentación, la cantidad de calor que pueda extraerse en forma rentable de la alimentación y la cantidad de energía disponible. Una alimentación mayor sobre la sección de absorción **118c** puede incrementar la recuperación y reducir la energía recuperada del expansor, para incrementar los requerimientos energéticos de la recompresión. El incremento de la alimentación debajo de la sección de absorción **118c** permite reducir el consumo de energía, pero también permite reducir la recuperación del producto.

En la presente se provee una recuperación mejorada de los componentes C_2 , de los componentes C_3 y de los componentes de hidrocarburos más pesados o de componentes C_3 , y de los componentes de hidrocarburos más pesados, respecto de la cantidad de consumo de utilidades necesario para operar el proceso. Una mejora en el consumo de las utilidades requeridas para operar el proceso se puede dar en la forma de una reducción de los requerimientos de energía para la compresión o recompresión, como reducción de los requerimientos de energía para refrigeración externa, como reducción de los requerimientos de energía para el calentamiento suplementario, como reducción de los requerimientos de energía para el calderín de la torre, o una combinación de los mismos.

En tanto se ha descrito lo que se considera como realizaciones preferidas de la invención, los especialistas en la técnica comprenderán que es posible efectuar otras modificaciones y modificaciones adicionales a las mismas, por ejemplo para

adaptar la invención a distintas condiciones, tipos de alimentación u otros requerimientos, sin apartarse del espíritu de la presente invención definida en las siguientes reivindicaciones.

REIVINDICACIONES

1. Un proceso para separar una corriente de gas que contiene metano, componentes C_2 , componentes C_3 y componentes de hidrocarburos más pesados en una fracción volátil de gas residual y una fracción relativamente menos volátil que contiene una porción mayor de dichos componentes C_2 , componentes C_3 y componentes de hidrocarburos más pesados, o de dichos componentes C_3 y componentes de hidrocarburos más pesados, CARACTERIZADO PORQUE comprende

- (1) dividir dicha corriente de gas en una primera y una segunda porción;
- (2) enfriar dicha primera porción;
- (3) enfriar dicha segunda porción;
- (4) combinar dicha primera porción enfriada con dicha segunda porción enfriada para formar una corriente de gas enfriado;
- (5) dividir dicha corriente de gas enfriado en una primera y una segunda corriente;
- (6) enfriar dicha primera corriente para condensarla de manera sustancialmente completa, para luego expandirla a una presión menor, durante lo cual se la enfría en mayor medida;
- (7) calentar dicha primera corriente expandida y enfriada y luego de eso, descargarla como una fracción de vapor y una fracción de líquido;
- (8) suministrar dicha fracción de líquido como una primera alimentación por la parte superior a un medio de absorción alojado en un conjunto de procesamiento;
- (9) expandir dicha segunda corriente a dicha presión menor y suministrarla como alimentación inferior a dicho medio absorbente;
- (10) recoger una primera corriente de vapor de destilación de la región superior de dicho medio de absorción y combinarla con dicha fracción de vapor para formar una corriente de vapor combinada;
- (11) enfriar dicha corriente de vapor combinada en un primer medio de transferencia de calor y masa alojado en dicho conjunto de procesamiento, para suministrar de esa manera por lo menos una porción del calentamiento del paso (7) mientras que simultáneamente se condensan los componentes menos volátiles de dicha corriente de vapor combinada, formando de esa manera una corriente condensada y una segunda corriente de vapor de destilación;
- (12) suministrar dicha corriente condensada como una segunda alimentación por la parte superior de dicho medio de absorción;

(13) calentar dicha segunda corriente de vapor de destilación en uno o más medios para el intercambio de calor alojados en dicho conjunto de procesamiento, para suministrar de esa manera por lo menos una porción del enfriamiento de los pasos (2) y (6), y luego de eso, descargar dicha segunda corriente de vapor de destilación calentada de dicho conjunto de procesamiento como dicha fracción gaseosa de residuo volátil;

(14) recolectar una corriente de líquido de la destilación de la región inferior de dicho medio absorbente y calentarla en un segundo medio de transferencia de calor y de masa alojado en dicho conjunto de tratamiento, de manera de proveer al menos una porción del enfriamiento del paso (3), al tiempo que simultáneamente se separan los componentes más volátiles de dicha corriente de líquido de la destilación, y luego descargar dicha corriente de líquido de la destilación caliente y separada de dicho conjunto de tratamiento como dicha fracción relativamente menos volátil; y

(15) donde las cantidades y las temperaturas de dichas corrientes de alimentación para dicho medio de absorción son efectivas para mantener la temperatura de dicha región superior de dicho medio de absorción a una temperatura a la cual es posible recuperar las porciones mayores de los componentes en dicha fracción relativamente menos volátil.

2. Un proceso para separar una corriente de gas que contiene metano, componentes C_2 , componentes C_3 y componentes de hidrocarburos más pesados en una fracción volátil de gas residual y una fracción relativamente menos volátil que contiene una porción mayor de dichos componentes C_2 , componentes C_3 y componentes de hidrocarburos más pesados, o de dichos componentes C_3 y componentes de hidrocarburos más pesados, CARACTERIZADO PORQUE comprende

- (1) dividir dicha corriente de gas en una primera y una segunda porción;
- (2) enfriar dicha primera porción;
- (3) enfriar dicha segunda porción;
- (4) combinar dicha primera porción enfriada con dicha segunda porción enfriada para formar una corriente de gas condensado parcialmente;
- (5) suministrar dicha corriente de gas condensado parcialmente en un medio de separación y separarla para proveer una corriente de vapor y al menos una corriente de líquido;
- (6) dividir dicha corriente de vapor en una primera y una segunda corriente;
- (7) enfriar dicha primera corriente para condensarla de manera

sustancialmente completa, para luego expandirla a una presión menor, durante lo cual se la enfría en mayor medida;

(8) calentar dicha primera corriente expandida y enfriada y luego de eso, descargarla como una fracción de vapor y una fracción de líquido;

(9) suministrar dicha fracción de líquido como una primera alimentación por la parte superior a un medio de absorción alojado en un conjunto de procesamiento;

(10) expandir dicha segunda corriente a dicha presión menor y suministrarla como alimentación inferior a dicho medio absorbente;

(11) recoger una primera corriente de vapor de destilación de la región superior de dicho medio de absorción y combinarla con dicha fracción de vapor para formar una corriente de vapor combinada;

(12) enfriar dicha corriente de vapor combinada en un primer medio de transferencia de calor y masa alojado en dicho conjunto de procesamiento, para suministrar de esa manera por lo menos una porción del calentamiento del paso (8) mientras que simultáneamente se condensan los componentes menos volátiles de dicha corriente de vapor combinada, formando de esa manera una corriente condensada y una segunda corriente de vapor de destilación;

(13) suministrar dicha corriente condensada como una segunda alimentación por la parte superior de dicho medio de absorción;

(14) calentar dicha segunda corriente de vapor de destilación en uno o más medios para el intercambio de calor alojados en dicho conjunto de procesamiento, para suministrar de esa manera por lo menos una porción del enfriamiento de los pasos (2) y (7), y luego de eso, descargar dicha segunda corriente de vapor de destilación calentada de dicho conjunto de procesamiento como dicha fracción gaseosa de residuo volátil;

(15) recolectar una corriente de líquido de la destilación de la región inferior de dicho medio absorbente y calentarla en un segundo medio de transferencia de calor y de masa alojado en dicho conjunto de tratamiento, de manera de proveer al menos una porción del enfriamiento del paso (3), al tiempo que simultáneamente se separan los componentes más volátiles de dicha corriente de líquido de la destilación, y luego descargar dicha corriente de líquido de la destilación caliente y separada de dicho conjunto de tratamiento como dicha fracción relativamente menos volátil;

(16) expandir por lo menos una porción de dicha por lo menos una corriente de líquido a dicha presión menor y suministrarla como una alimentación a dicho conjunto de procesamiento por debajo del nivel de dicho medio de absorción y sobre el nivel de dicho segundo medio de transferencia de calor y masa; y

(17) donde las cantidades y las temperaturas de dichas corrientes de alimentación para dicho medio de absorción son efectivas para mantener la temperatura de dicha región superior de dicho medio de absorción a una temperatura a la cual es posible recuperar las porciones mayores de los componentes en dicha fracción relativamente menos volátil.

3. Un proceso para separar una corriente de gas que contiene metano, componentes C_2 , componentes C_3 y componentes de hidrocarburos más pesados en una fracción volátil de gas residual y una fracción relativamente menos volátil que contiene una porción mayor de dichos componentes C_2 , componentes C_3 y componentes de hidrocarburos más pesados, o de dichos componentes C_3 y componentes de hidrocarburos más pesados, CARACTERIZADO PORQUE comprende

- (1) dividir dicha corriente de gas en una primera y una segunda porción;
- (2) enfriar dicha primera porción;
- (3) enfriar dicha segunda porción;
- (4) combinar dicha primera porción enfriada con dicha segunda porción enfriada para formar una corriente de gas condensado parcialmente;
- (5) suministrar dicha corriente de gas condensado parcialmente en un medio de separación y separarla para proveer una corriente de vapor y al menos una corriente de líquido;
- (6) dividir dicha corriente de vapor en una primera y una segunda corriente;
- (7) combinar dicha primera corriente con al menos una porción de dicha al menos una corriente de líquido para formar una corriente combinada;
- (8) enfriar dicha corriente combinada para condensarla de manera sustancialmente completa, para luego expandirla a una presión menor, durante lo cual se la enfría en mayor medida;
- (9) calentar dicha corriente enfriada combinada y expandida y luego de eso, descargarla como una fracción de vapor y una fracción de líquido;
- (10) suministrar dicha fracción de líquido como una primera alimentación por la parte superior a un medio de absorción alojado en un conjunto de procesamiento;
- (11) expandir dicha segunda corriente a dicha presión menor y suministrarla como alimentación inferior a dicho medio absorbente;
- (12) recoger una primera corriente de vapor de destilación de la región superior de dicho medio de absorción y combinarla con dicha fracción de vapor para formar una corriente de vapor combinada;

(13) enfriar dicha corriente de vapor combinada en un primer medio de transferencia de calor y masa alojado en dicho conjunto de procesamiento, para suministrar de esa manera por lo menos una porción del calentamiento del paso (9) mientras que simultáneamente se condensan los componentes menos volátiles de dicha corriente de vapor combinada, formando de esa manera una corriente condensada y una segunda corriente de vapor de destilación;

(14) suministrar dicha corriente condensada como una segunda alimentación por la parte superior de dicho medio de absorción;

(15) calentar dicha segunda corriente de vapor de destilación en uno o más medios para el intercambio de calor alojados en dicho conjunto de procesamiento, para suministrar de esa manera por lo menos una porción del enfriamiento de los pasos (2) y (8), y luego de eso, descargar dicha segunda corriente de vapor de destilación calentada de dicho conjunto de procesamiento como dicha fracción gaseosa de residuo volátil;

(16) recolectar una corriente de líquido de la destilación de la región inferior de dicho medio absorbente y calentarla en un segundo medio de transferencia de calor y de masa alojado en dicho conjunto de tratamiento, de manera de proveer al menos una porción del enfriamiento del paso (3), al tiempo que simultáneamente se separan los componentes más volátiles de dicha corriente de líquido de la destilación, y luego descargar dicha corriente de líquido de la destilación caliente y separada de dicho conjunto de tratamiento como dicha fracción relativamente menos volátil;

(17) expandir toda porción restante de dicha por lo menos una corriente de líquido a dicha presión menor y suministrarla como una alimentación a dicho conjunto de procesamiento por debajo del nivel de dicho medio de absorción y sobre el nivel de dicho segundo medio de transferencia de calor y masa; y

(18) donde las cantidades y las temperaturas de dichas corrientes de alimentación para dicho medio de absorción son efectivas para mantener la temperatura de dicha región superior de dicho medio de absorción a una temperatura a la cual es posible recuperar las porciones mayores de los componentes en dicha fracción relativamente menos volátil.

4. Un proceso para separar una corriente de gas que contiene metano, componentes C_2 , componentes C_3 y componentes de hidrocarburos más pesados en una fracción volátil de gas residual y una fracción relativamente menos volátil que contiene una porción mayor de dichos componentes C_2 , componentes C_3 y componentes de hidrocarburos más pesados, o de dichos componentes C_3 y

componentes de hidrocarburos más pesados, CARACTERIZADO PORQUE comprende

- (1) enfriar dicha corriente de gas;
- (2) dividir dicha corriente de gas enfriado en una primera y una segunda corriente;
- (3) enfriar dicha primera corriente para condensarla de manera sustancialmente completa, para luego expandirla a una presión menor, durante lo cual se la enfría en mayor medida;
- (4) calentar dicha primera corriente expandida y enfriada y luego de eso, descargarla como una fracción de vapor y una fracción de líquido;
- (5) suministrar dicha fracción de líquido como una primera alimentación por la parte superior a un medio de absorción alojado en un conjunto de procesamiento;
- (6) expandir dicha segunda corriente a dicha presión menor y suministrarla como alimentación inferior a dicho medio absorbente;
- (7) recoger una primera corriente de vapor de destilación de la región superior de dicho medio de absorción y combinarla con dicha fracción de vapor para formar una corriente de vapor combinada;
- (8) enfriar dicha corriente de vapor combinada en un primer medio de transferencia de calor y masa alojado en dicho conjunto de procesamiento, para suministrar de esa manera por lo menos una porción del calentamiento del paso (4) mientras que simultáneamente se condensan los componentes menos volátiles de dicha corriente de vapor combinada, formando de esa manera una corriente condensada y una segunda corriente de vapor de destilación;
- (9) suministrar dicha corriente condensada como una segunda alimentación por la parte superior de dicho medio de absorción;
- (10) calentar dicha segunda corriente de vapor de destilación en uno o más medios para el intercambio de calor alojados en dicho conjunto de procesamiento, para suministrar de esa manera por lo menos una porción del enfriamiento de los pasos (1) y (3), y luego de eso, descargar dicha segunda corriente de vapor de destilación calentada de dicho conjunto de procesamiento como dicha fracción gaseosa de residuo volátil;
- (11) recoger una corriente del líquido de la destilación de la región inferior de dicho medio de absorción y calentarla en un segundo medio de transferencia de calor y masa alojado en dicho conjunto de procesamiento, para de esa manera despojar simultáneamente de los componentes más volátiles a dicha corriente de líquido de la destilación, y luego de eso, descargar de dicho conjunto de procesamiento a dicha

corriente de líquido de la destilación calentada y agotada como dicha fracción relativamente menos volátil; y

(12) donde las cantidades y las temperaturas de dichas corrientes de alimentación para dicho medio de absorción son efectivas para mantener la temperatura de dicha región superior de dicho medio de absorción a una temperatura a la cual es posible recuperar las porciones mayores de los componentes en dicha fracción relativamente menos volátil.

5. Un proceso para separar una corriente de gas que contiene metano, componentes C_2 , componentes C_3 y componentes de hidrocarburos más pesados en una fracción volátil de gas residual y una fracción relativamente menos volátil que contiene una porción mayor de dichos componentes C_2 , componentes C_3 y componentes de hidrocarburos más pesados, o de dichos componentes C_3 y componentes de hidrocarburos más pesados, CARACTERIZADO PORQUE comprende

(1) enfriar dicha corriente de gas lo suficiente como para condensarla parcialmente;

(2) suministrar dicha corriente de gas condensado parcialmente en un medio de separación y separarla para proveer una corriente de vapor y al menos una corriente de líquido;

(3) dividir dicha corriente de vapor en una primera y una segunda corriente;

(4) enfriar dicha primera corriente para condensarla de manera sustancialmente completa, para luego expandirla a una presión menor, durante lo cual se la enfría en mayor medida;

(5) calentar dicha primera corriente expandida y enfriada y luego de eso, descargarla como una fracción de vapor y una fracción de líquido;

(6) suministrar dicha fracción de líquido como una primera alimentación por la parte superior a un medio de absorción alojado en un conjunto de procesamiento;

(7) expandir dicha segunda corriente a dicha presión menor y suministrarla como alimentación inferior a dicho medio absorbente;

(8) recoger una primera corriente de vapor de destilación de la región superior de dicho medio de absorción y combinarla con dicha fracción de vapor para formar una corriente de vapor combinada;

(9) enfriar dicha corriente de vapor combinada en un primer medio de transferencia de calor y masa alojado en dicho conjunto de procesamiento, para suministrar de esa manera por lo menos una porción del calentamiento del paso (5)

mientras que simultáneamente se condensan los componentes menos volátiles de dicha corriente de vapor combinada, formando de esa manera una corriente condensada y una segunda corriente de vapor de destilación;

(10) suministrar dicha corriente condensada como una segunda alimentación por la parte superior de dicho medio de absorción;

(11) calentar dicha segunda corriente de vapor de destilación en uno o más medios para el intercambio de calor alojados en dicho conjunto de procesamiento, para suministrar de esa manera por lo menos una porción del enfriamiento de los pasos (1) y (4), y luego de eso, descargar dicha segunda corriente de vapor de destilación calentada de dicho conjunto de procesamiento como dicha fracción gaseosa de residuo volátil;

(12) recoger una corriente del líquido de la destilación de la región inferior de dicho medio de absorción y calentarla en un segundo medio de transferencia de calor y masa alojado en dicho conjunto de procesamiento, para de esa manera despojar simultáneamente de los componentes más volátiles a dicha corriente de líquido de la destilación, y luego de eso, descargar de dicho conjunto de procesamiento a dicha corriente de líquido de la destilación calentada y agotada como dicha fracción relativamente menos volátil;

(13) expandir por lo menos una porción de dicha por lo menos una corriente de líquido a dicha presión menor y suministrarla como una alimentación a dicho conjunto de procesamiento por debajo del nivel de dicho medio de absorción y sobre el nivel de dicho segundo medio de transferencia de calor y masa; y

(14) donde las cantidades y las temperaturas de dichas corrientes de alimentación para dicho medio de absorción son efectivas para mantener la temperatura de dicha región superior de dicho medio de absorción a una temperatura a la cual es posible recuperar las porciones mayores de los componentes en dicha fracción relativamente menos volátil.

6. Un proceso para separar una corriente de gas que contiene metano, componentes C_2 , componentes C_3 y componentes de hidrocarburos más pesados en una fracción volátil de gas residual y una fracción relativamente menos volátil que contiene una porción mayor de dichos componentes C_2 , componentes C_3 y componentes de hidrocarburos más pesados, o de dichos componentes C_3 y componentes de hidrocarburos más pesados, CARACTERIZADO PORQUE comprende

(1) enfriar dicha corriente de gas lo suficiente como para condensarla

parcialmente;

(2) suministrar dicha corriente de gas condensado parcialmente a un medio de separación y separarla para proveer una corriente de vapor y al menos una corriente de líquido;

(3) dividir dicha corriente de vapor en una primera y una segunda corriente;

(4) combinar dicha primera corriente con por lo menos una porción de dicha por lo menos una corriente de líquido para formar una corriente combinada;

(5) enfriar dicha corriente combinada para condensarla de manera sustancialmente completa, para luego expandirla a una presión menor, durante lo cual se la enfría en mayor medida;

(6) calentar dicha corriente enfriada combinada y expandida y luego de eso, descargarla como una fracción de vapor y una fracción de líquido;

(7) suministrar dicha fracción de líquido como una primera alimentación por la parte superior a un medio de absorción alojado en un conjunto de procesamiento;

(8) expandir dicha segunda corriente a dicha presión menor y suministrarla como alimentación inferior a dicho medio absorbente;

(9) recoger una primera corriente de vapor de destilación de la región superior de dicho medio de absorción y combinarla con dicha fracción de vapor para formar una corriente de vapor combinada;

(10) enfriar dicha corriente de vapor combinada en un primer medio de transferencia de calor y masa alojado en dicho conjunto de procesamiento, para suministrar de esa manera por lo menos una porción del calentamiento del paso (6) mientras que simultáneamente se condensan los componentes menos volátiles de dicha corriente de vapor combinada, formando de esa manera una corriente condensada y una segunda corriente de vapor de destilación;

(11) suministrar dicha corriente condensada como una segunda alimentación por la parte superior de dicho medio de absorción;

(12) calentar dicha segunda corriente de vapor de destilación en uno o más medios para el intercambio de calor alojados en dicho conjunto de procesamiento, para suministrar de esa manera por lo menos una porción del enfriamiento de los pasos (1) y (5), y luego de eso, descargar dicha segunda corriente de vapor de destilación calentada de dicho conjunto de procesamiento como dicha fracción gaseosa de residuo volátil;

(13) recoger una corriente del líquido de la destilación de la región inferior de dicho medio de absorción y calentarla en un segundo medio de transferencia de calor y masa alojado en dicho conjunto de procesamiento, para de esa manera despojar

simultáneamente de los componentes más volátiles a dicha corriente de líquido de la destilación, y luego de eso, descargar de dicho conjunto de procesamiento a dicha corriente de líquido de la destilación calentada y agotada como dicha fracción relativamente menos volátil;

(14) expandir toda porción restante de dicha por lo menos una corriente de líquido a dicha presión menor y suministrarla como una alimentación a dicho conjunto de procesamiento por debajo del nivel de dicho medio de absorción y sobre el nivel de dicho segundo medio de transferencia de calor y masa; y

(15) donde las cantidades y las temperaturas de dichas corrientes de alimentación para dicho medio de absorción son efectivas para mantener la temperatura de dicha región superior de dicho medio de absorción a una temperatura a la cual es posible recuperar las porciones mayores de los componentes en dicha fracción relativamente menos volátil.

7. El proceso de acuerdo con la reivindicación 2 CARACTERIZADO PORQUE dicho medio de separación está alojado en dicho conjunto de procesamiento.

8. El proceso de acuerdo con la reivindicación 3 CARACTERIZADO PORQUE dicho medio de separación está alojado en dicho conjunto de procesamiento.

9. El proceso de acuerdo con la reivindicación 5 CARACTERIZADO PORQUE dicho medio de separación está alojado en dicho conjunto de procesamiento.

10. El proceso de acuerdo con la reivindicación 6 CARACTERIZADO PORQUE dicho medio de separación está alojado en dicho conjunto de procesamiento.

11. El proceso de acuerdo con la reivindicación 1, CARACTERIZADO PORQUE comprende

- (1) un medio de recolección alojado en dicho conjunto de tratamiento;
- (2) un medio de transferencia de calor y de masa adicional incluido en dicho medio de recolección, donde dicho medio de transferencia de calor y de masa adicional incluye uno o más pasajes para un medio de refrigeración externo;
- (3) suministrar dicha corriente de gas enfriado en dicho medio de recolección

y dirigirla a dicho medio de transferencia de calor y de masa adicional para que sea enfriada adicionalmente por dicho medio de refrigeración externo; y

(4) dividir a dicha corriente de gas enfriado adicional en una primera y una segunda corriente.

12. El proceso de acuerdo con la reivindicación 4, CARACTERIZADO PORQUE comprende

(1) un medio de recolección alojado en dicho conjunto de tratamiento;

(2) un medio de transferencia de calor y de masa adicional incluido en dicho medio de recolección, donde dicho medio de transferencia de calor y de masa adicional incluye uno o más pasajes para un medio de refrigeración externo;

(3) suministrar dicha corriente de gas enfriado en dicho medio de recolección y dirigirla a dicho medio de transferencia de calor y de masa adicional para que sea enfriada adicionalmente por dicho medio de refrigeración externo; y

(4) dividir a dicha corriente de gas enfriado adicional en una primera y una segunda corriente.

13. El proceso de acuerdo con la reivindicación 2, 3, 7, u 8 CARACTERIZADO PORQUE comprende

(1) un medio de transferencia de calor y de masa adicional incluido en dicho medio de separación, donde dicho medio de transferencia de calor y de masa adicional incluye uno o más pasajes para un medio de refrigeración externo;

(2) dirigir a dicha corriente de vapor hacia dicho medio de transferencia de calor y de masa adicional para que sea enfriada por dicho medio de refrigeración externo para formar un condensado adicional; y

(3) hacer que dicho condensado adicional pase a formar parte de dicha por lo menos una corriente de líquido que se separa.

14. El proceso de acuerdo con la reivindicación 5, 6, 9, ó 10 CARACTERIZADO PORQUE comprende

(1) un medio de transferencia de calor y de masa adicional incluido en dicho medio de separación, donde dicho medio de transferencia de calor y de masa adicional incluye uno o más pasajes para un medio de refrigeración externo;

(2) dirigir a dicha corriente de vapor hacia dicho medio de transferencia de calor y de masa adicional para que sea enfriada por dicho medio de refrigeración externo para formar un condensado adicional; y

(3) hacer que dicho condensado adicional pase a formar parte de dicha por lo menos una corriente de líquido que se separa.

15. El proceso de acuerdo con la reivindicación 1, 2, 3, 7, 8, u 11 CARACTERIZADO PORQUE comprende

(1) incluir un medio de absorción adicional dentro de dicho conjunto de procesamiento sobre el nivel de dicho segundo medio de transferencia de calor y masa;

(2) configurar a dicho medio de absorción adicional para proveer contacto de dicha corriente de líquido de la destilación proveniente de dicho medio de absorción con dichos componentes más volátiles agotados provenientes de dicho segundo medio de transferencia de calor y masa, formando de esa manera una tercera corriente de vapor de destilación y una corriente de líquido de la destilación parcialmente agotada;

(3) suministrar dicha tercera corriente de vapor de destilación a dicha región inferior de dicho medio de absorción; y

(4) suministrar dicha corriente de líquido de la destilación parcialmente agotada a dicho segundo medio de transferencia de calor y masa para calentarla, para de esa manera agotarla adicionalmente para formar dicha corriente de líquido de la destilación calentada y agotada que se descarga de dicho conjunto de procesamiento como dicha fracción relativamente menos volátil.

16. El proceso de acuerdo con la reivindicación 4, 5, 6, 9, 10, ó 12 CARACTERIZADO PORQUE comprende

(1) incluir un medio de absorción adicional dentro de dicho conjunto de procesamiento sobre el nivel de dicho segundo medio de transferencia de calor y masa;

(2) configurar a dicho medio de absorción adicional para proveer contacto de dicha corriente de líquido de la destilación proveniente de dicho medio de absorción con dichos componentes más volátiles agotados provenientes de dicho segundo medio de transferencia de calor y masa, formando de esa manera una tercera corriente de vapor de destilación y una corriente de líquido de la destilación parcialmente agotada;

(3) suministrar dicha tercera corriente de vapor de destilación a dicha región inferior de dicho medio de absorción; y

(4) suministrar dicha corriente de líquido de la destilación parcialmente

agotada a dicho segundo medio de transferencia de calor y masa para calentarla, para de esa manera agotarla adicionalmente para formar dicha corriente de líquido de la destilación calentada y agotada que se descarga de dicho conjunto de procesamiento como dicha fracción relativamente menos volátil.

17. El proceso de acuerdo con la reivindicación 13, CARACTERIZADO PORQUE comprende

(1) incluir un medio de absorción adicional dentro de dicho conjunto de procesamiento sobre el nivel de dicho segundo medio de transferencia de calor y masa;

(2) configurar a dicho medio de absorción adicional para proveer contacto de dicha corriente de líquido de la destilación proveniente de dicho medio de absorción con dichos componentes más volátiles agotados provenientes de dicho segundo medio de transferencia de calor y masa, formando de esa manera una tercera corriente de vapor de destilación y una corriente de líquido de la destilación parcialmente agotada;

(3) suministrar dicha tercera corriente de vapor de destilación a dicha región inferior de dicho medio de absorción; y

(4) suministrar dicha corriente de líquido de la destilación parcialmente agotada a dicho segundo medio de transferencia de calor y masa para calentarla, para de esa manera agotarla adicionalmente para formar dicha corriente de líquido de la destilación calentada y agotada que se descarga de dicho conjunto de procesamiento como dicha fracción relativamente menos volátil.

18. El proceso de acuerdo con la reivindicación 14, CARACTERIZADO PORQUE comprende

(1) incluir un medio de absorción adicional dentro de dicho conjunto de procesamiento sobre el nivel de dicho segundo medio de transferencia de calor y masa;

(2) configurar a dicho medio de absorción adicional para proveer contacto de dicha corriente de líquido de la destilación proveniente de dicho medio de absorción con dichos componentes más volátiles agotados provenientes de dicho segundo medio de transferencia de calor y masa, produciendo de esa manera una tercera corriente de vapor de destilación y una corriente de líquido de la destilación parcialmente agotada;

(3) suministrar dicha tercera corriente de vapor de destilación a dicha región

inferior de dicho medio de absorción; y

(4) suministrar dicha corriente de líquido de la destilación parcialmente agotada a dicho segundo medio de transferencia de calor y masa para calentarla, para de esa manera agotarla adicionalmente para formar dicha corriente de líquido de la destilación calentada y agotada que se descarga de dicho conjunto de procesamiento como dicha fracción relativamente menos volátil.

19. El proceso de acuerdo con la reivindicación 1, 2, 3, 7, 8, u 11 donde dicho segundo medio de transferencia de calor y masa incluye uno o más pasajes para un medio de calentamiento externo para suplementar el calentamiento que suministra dicha segunda porción para dicho agotamiento de dichos componentes más volátiles de dicha corriente de líquido de la destilación.

20. El proceso de acuerdo con la reivindicación 13, CARACTERIZADO PORQUE dicho segundo medio de transferencia de calor y de masa incluye uno o más pasajes para un medio de calentamiento externo, para complementar el calentamiento provisto por dicha segunda porción, para la separación de los componentes más volátiles de dicha corriente de líquido de la destilación.

21. El proceso de acuerdo con la reivindicación 15, CARACTERIZADO PORQUE dicho segundo medio de transferencia de calor y de masa incluye uno o más pasajes para un medio de calentamiento externo, para complementar el calentamiento provisto por dicha segunda porción, para la separación de los componentes más volátiles de dicha corriente de líquido de la destilación.

22. El proceso de acuerdo con la reivindicación 17, CARACTERIZADO PORQUE dicho segundo medio de transferencia de calor y de masa incluye uno o más pasajes para un medio de calentamiento externo, para complementar el calentamiento provisto por dicha segunda porción, para la separación de los componentes más volátiles de dicha corriente de líquido de la destilación.

23. Un aparato para separar una corriente de gas que contiene metano, componentes C_2 , componentes C_3 y componentes de hidrocarburos más pesados en una fracción volátil de gas residual y una fracción relativamente menos volátil que contiene una porción mayor de dichos componentes C_2 , componentes C_3 y componentes de hidrocarburos más pesados, o de dichos componentes C_3 y

componentes de hidrocarburos más pesados, CARACTERIZADO PORQUE comprende

(1) un primer medio de división para dividir dicha corriente de gas en una primera y una segunda porción;

(2) un primer medio intercambiador de calor alojado en un conjunto de calentamiento y conectado con dicho primer medio de división para recibir a dicha primera porción y enfriarla;

(3) un primer medio de transferencia de calor y de masa alojado en dicho conjunto de tratamiento y conectado con dicho primer medio de división para recibir a dicha segunda porción y enfriarla;

(4) un primer medio de combinación conectado con dicho primer medio intercambiador de calor y dicho primer medio de transferencia de calor y de masa para recibir a dicha primera porción enfriada y dicha segunda porción enfriada y formar una corriente de gas enfriado;

(5) un segundo medio de división conectado con dicho primer medio de combinación para recibir a dicha corriente de gas enfriado y dividirla en una primera y una segunda corriente;

(6) un segundo medio intercambiador de calor alojado en dicho conjunto de calentamiento y conectado con dicho segundo medio de división para recibir a dicha primera corriente y enfriarla de manera suficiente para condensarla sustancialmente;

(7) un primer medio de expansión conectado con dicho segundo medio intercambiador de calor para recibir a dicha primera corriente sustancialmente condensada y expandirla a una presión menor;

(8) un segundo medio de transferencia de calor y masa alojado en dicho conjunto de procesamiento y que está conectado a dicho primer medio de expansión para recibir a dicha primera corriente expandida y enfriada y calentarla, y luego de eso, descargar dicha primera corriente expandida y calentada como una fracción de vapor y una fracción de líquido;

(9) un medio de absorción alojado en dicho conjunto de procesamiento y que está conectado a dicho segundo medio de transferencia de calor y masa para recibir a dicha fracción de líquido como una primera alimentación por la parte superior;

(10) un segundo medio de expansión conectado con dicho segundo medio de división para recibir a dicha segunda corriente y expandirla a dicha presión menor, donde dicho segundo medio de expansión también está conectado con dicho medio absorbente para proveer dicha segunda corriente expandida como una alimentación superior;

(11) un medio de recolección de vapor alojado en dicho conjunto de calentamiento y conectado con dicho primer medio absorbente para recibir una corriente de vapor de destilación proveniente de la región superior de dicho medio absorbente;

(12) un segundo medio combinando alojado en dicho conjunto de procesamiento y que está conectado a dicho medio de recolección de vapor y a dicho segundo medio de transferencia de calor y masa para recibir a dicha primera corriente de vapor de destilación y dicha fracción de vapor y formar una corriente de vapor combinada;

(13) donde dicho segundo medio de transferencia de calor y masa también está conectado a dicho segundo medio combinando para recibir a dicha corriente de vapor combinada y enfriarla, para suministrar de esa manera por lo menos una porción del calentamiento del paso (8) mientras que simultáneamente se condensan los componentes menos volátiles de dicha corriente de vapor combinada, formando de esa manera una corriente condensada y una segunda corriente de vapor de destilación;

(14) donde dicho medio de absorción además está conectado a dicho segundo medio de transferencia de calor y masa para recibir a dicha corriente condensada como una segunda alimentación por la parte superior del mismo;

(15) donde dicho segundo medio para el intercambio de calor además está conectado a dicho segundo medio de transferencia de calor y masa para recibir a dicha segunda corriente de vapor de destilación y calentarla, para suministrar de esa manera por lo menos una porción del enfriamiento del paso (6);

(16) donde dicho primer medio intercambiador de calor también está conectado con dicho segundo medio intercambiador de calor para recibir a dicha segunda corriente de vapor de destilación caliente y calentarla en mayor medida, de manera de proveer al menos una porción del enfriamiento del paso (2), y para luego descargar dicha segunda corriente de vapor de destilación sometida a un calentamiento adicional proveniente de dicho conjunto de calentamiento como dicha fracción volátil de gas residual;

(17) un medio de recolección de líquido alojado en dicho conjunto de calentamiento y conectado con dicho medio absorbente para recibir una corriente de líquido de la destilación de la región inferior de dicho medio absorbente;

(18) donde dicho primer medio de transferencia de calor y de masa también está conectado con dicho medio de recolección de líquido para recibir a dicha corriente de líquido de la destilación y calentarla, de manera de proveer al menos una

porción del enfriamiento del paso (3), al tiempo que simultáneamente se separan los componentes más volátiles de dicha corriente de líquido de la destilación, y para luego descargar dicha corriente de líquido de la destilación caliente y separada de dicho conjunto de tratamiento como dicha fracción relativamente menos volátil; y

(19) un medio de control adaptado para regular las cantidades y las temperaturas de dichas corrientes de alimentación en dicho medio de absorción, de modo tal de mantener la temperatura de dicha región superior de dicho medio de absorción a una temperatura a la cual es posible recuperar las porciones mayores de los componentes en dicha fracción relativamente menos volátil.

24. Un aparato para separar una corriente de gas que contiene metano, componentes C_2 , componentes C_3 y componentes de hidrocarburos más pesados en una fracción volátil de gas residual y una fracción relativamente menos volátil que contiene una porción mayor de dichos componentes C_2 , componentes C_3 y componentes de hidrocarburos más pesados, o de dichos componentes C_3 y componentes de hidrocarburos más pesados, CARACTERIZADO PORQUE comprende

(1) un primer medio de división para dividir dicha corriente de gas en una primera y una segunda porción;

(2) un primer medio intercambiador de calor alojado en un conjunto de calentamiento y conectado con dicho primer medio de división para recibir a dicha primera porción y enfriarla;

(3) un primer medio de transferencia de calor y de masa alojado en dicho conjunto de tratamiento y conectado con dicho primer medio de división para recibir a dicha segunda porción y enfriarla;

(4) un primer medio de combinación conectado con dicho primer medio intercambiador de calor y dicho primer medio de transferencia de calor y de masa para recibir a dicha primera porción enfriada y dicha segunda porción parcialmente condensada y formar una corriente de gas enfriado;

(5) un medio de separación conectado con dicho primer medio de combinación para recibir a dicha corriente de gas condensado parcialmente y separarla en una corriente de vapor y al menos una corriente de líquido;

(6) un segundo medio de división conectado con dicho medio de separación para recibir a dicha corriente de vapor y dividirla en una primera y una segunda corriente;

(7) un segundo medio intercambiador de calor alojado en dicho conjunto de

calentamiento y conectado con dicho segundo medio de división para recibir a dicha primera corriente y enfriarla de manera suficiente para condensarla sustancialmente;

(8) un primer medio de expansión conectado con dicho segundo medio intercambiador de calor para recibir a dicha primera corriente sustancialmente condensada y expandirla a una presión menor;

(9) un segundo medio de transferencia de calor y masa alojado en dicho conjunto de procesamiento y que está conectado a dicho primer medio de expansión para recibir a dicha primera corriente expandida y enfriada y calentarla, y luego de eso, descargar dicha primera corriente expandida y calentada como una fracción de vapor y una fracción de líquido;

(10) un medio de absorción alojado en dicho conjunto de procesamiento y que está conectado a dicho segundo medio de transferencia de calor y masa para recibir a dicha fracción de líquido como una primera alimentación por la parte superior del mismo;

(11) un segundo medio de expansión conectado con dicho segundo medio de división para recibir a dicha segunda corriente y expandirla a dicha presión menor, donde dicho segundo medio de expansión también está conectado con dicho medio absorbente para proveer dicha segunda corriente expandida como una alimentación superior;

(12) un tercer medio de expansión conectado a dicho medio de separación para recibir por lo menos una porción de dicha por lo menos una corriente de líquido y expandirla a dicha presión menor, donde dicho tercer medio de expansión está conectado además a dicho conjunto de procesamiento para suministrar dicha corriente expandida de líquido como una alimentación al mismo por debajo del nivel de dicho medio de absorción y sobre el nivel de dicho primer medio de transferencia de calor y masa;

(13) un medio de recolección de vapor alojado en dicho conjunto de calentamiento y conectado con dicho primer medio absorbente para recibir una corriente de vapor de destilación proveniente de la región superior de dicho medio absorbente;

(14) un segundo medio combinando alojado en dicho conjunto de procesamiento y que está conectado a dicho medio de recolección de vapor y a dicho segundo medio de transferencia de calor y masa para recibir a dicha primera corriente de vapor de destilación y dicha fracción de vapor y formar una corriente de vapor combinada;

(15) donde dicho segundo medio de transferencia de calor y masa también

está conectado a dicho segundo medio combinando para recibir a dicha corriente de vapor combinada y enfriarla, para suministrar de esa manera por lo menos una porción del calentamiento del paso (9) mientras que simultáneamente se condensan los componentes menos volátiles de dicha corriente de vapor combinada, formando de esa manera una corriente condensada y una segunda corriente de vapor de destilación;

(16) donde dicho medio de absorción además está conectado a dicho segundo medio de transferencia de calor y masa para recibir a dicha corriente condensada como una segunda alimentación por la parte superior del mismo;

(17) donde dicho segundo medio para el intercambio de calor además está conectado a dicho segundo medio de transferencia de calor y masa para recibir a dicha segunda corriente de vapor de destilación y calentarla, para suministrar de esa manera por lo menos una porción del enfriamiento del paso (7);

(18) donde dicho primer medio intercambiador de calor también está conectado con dicho segundo medio intercambiador de calor para recibir a dicha segunda corriente de vapor de destilación caliente y calentarla en mayor medida, de manera de proveer al menos una porción del enfriamiento del paso (2), y para luego descargar dicha segunda corriente de vapor de destilación sometida a un calentamiento adicional proveniente de dicho conjunto de calentamiento como dicha fracción volátil de gas residual;

(19) un medio de recolección de líquido alojado en dicho conjunto de calentamiento y conectado con dicho medio absorbente para recibir una corriente de líquido de la destilación de la región inferior de dicho medio absorbente;

(20) donde dicho primer medio de transferencia de calor y de masa también está conectado con dicho medio de recolección de líquido para recibir a dicha corriente de líquido de la destilación y calentarla, de manera de proveer al menos una porción del enfriamiento del paso (3), al tiempo que simultáneamente se separan los componentes más volátiles de dicha corriente de líquido de la destilación, y para luego descargar dicha corriente de líquido de la destilación caliente y separada de dicho conjunto de tratamiento como dicha fracción relativamente menos volátil; y

(21) un medio de control adaptado para regular las cantidades y las temperaturas de dichas corrientes de alimentación en dicho medio de absorción, de modo tal de mantener la temperatura de dicha región superior de dicho medio de absorción a una temperatura a la cual es posible recuperar las porciones mayores de los componentes en dicha fracción relativamente menos volátil.

25. Un aparato para separar una corriente de gas que contiene metano, componentes C_2 , componentes C_3 y componentes de hidrocarburos más pesados en una fracción volátil de gas residual y una fracción relativamente menos volátil que contiene una porción mayor de dichos componentes C_2 , componentes C_3 y componentes de hidrocarburos más pesados, o de dichos componentes C_3 y componentes de hidrocarburos más pesados, CARACTERIZADO PORQUE comprende

(1) un primer medio de división para dividir dicha corriente de gas en una primera y una segunda porción;

(2) un primer medio intercambiador de calor alojado en un conjunto de calentamiento y conectado con dicho primer medio de división para recibir a dicha primera porción y enfriarla;

(3) un primer medio de transferencia de calor y de masa alojado en dicho conjunto de tratamiento y conectado con dicho primer medio de división para recibir a dicha segunda porción y enfriarla;

(4) un primer medio de combinación conectado con dicho primer medio intercambiador de calor y dicho primer medio de transferencia de calor y de masa para recibir a dicha primera porción enfriada y dicha segunda porción parcialmente condensada y formar una corriente de gas enfriado;

(5) un medio de separación conectado con dicho primer medio de combinación para recibir a dicha corriente de gas condensado parcialmente y separarla en una corriente de vapor y al menos una corriente de líquido;

(6) un segundo medio de división conectado con dicho medio de separación para recibir a dicha corriente de vapor y dividirla en una primera y una segunda corriente;

(7) un segundo medio de combinación conectado con dicho segundo medio de división y dicho medio de separación para recibir a dicha primera corriente y al menos una porción de dicha al menos una corriente de líquido y formar una corriente combinada;

(8) un segundo medio intercambiador de calor alojado en dicho conjunto de calentamiento y conectado con dicho segundo medio de combinación para recibir a dicha corriente combinada y enfriarla de manera suficiente para condensarla sustancialmente;

(9) un primer medio de expansión conectado con dicho segundo medio intercambiador de calor para recibir a dicha corriente sustancialmente condensada combinada y expandirla a una presión menor;

(10) un segundo medio de transferencia de calor y masa alojado en dicho conjunto de procesamiento y que está conectado a dicho primer medio de expansión para recibir a dicha corriente enfriada combinada y expandida y calentarla, y luego de eso, descargar dicha corriente expandida combinada y calentada como una fracción de vapor y una fracción de líquido;

(11) un medio de absorción alojado en dicho conjunto de procesamiento y que está conectado a dicho segundo medio de transferencia de calor y masa para recibir a dicha fracción de líquido como una primera alimentación por la parte superior del mismo;

(12) un segundo medio de expansión conectado con dicho segundo medio de división para recibir a dicha segunda corriente y expandirla a dicha presión menor, donde dicho segundo medio de expansión también está conectado con dicho medio absorbente para proveer dicha segunda corriente expandida como una alimentación superior;

(13) un tercer medio de expansión conectado a dicho medio de separación para recibir a cualquier porción restante de dicha por lo menos una corriente de líquido y expandirla a dicha presión menor, donde dicho tercer medio de expansión está conectado además a dicho conjunto de procesamiento para suministrar dicha corriente expandida de líquido como una alimentación al mismo por debajo del nivel de dicho medio de absorción y sobre el nivel de dicho primer medio de transferencia de calor y masa;

(14) un medio de recolección de vapor alojado en dicho conjunto de calentamiento y conectado con dicho primer medio absorbente para recibir una corriente de vapor de destilación proveniente de la región superior de dicho medio absorbente;

(15) un tercer medio combinando alojado en dicho conjunto de procesamiento y que está conectado a dicho medio de recolección de vapor y a dicho segundo medio de transferencia de calor y masa para recibir a dicha primera corriente de vapor de destilación y dicha fracción de vapor y formar una corriente de vapor combinada;

(16) donde dicho segundo medio de transferencia de calor y masa también está conectado a dicho tercer medio combinando para recibir a dicha corriente de vapor combinada y enfriarla, para suministrar de esa manera por lo menos una porción del calentamiento del paso (10) mientras que simultáneamente se condensan los componentes menos volátiles de dicha corriente de vapor combinada, formando de esa manera una corriente condensada y una segunda corriente de vapor de

destilación;

(17) donde dicho medio de absorción además está conectado a dicho segundo medio de transferencia de calor y masa para recibir a dicha corriente condensada como una segunda alimentación por la parte superior del mismo;

(18) donde dicho segundo medio para el intercambio de calor además está conectado a dicho segundo medio de transferencia de calor y masa para recibir a dicha segunda corriente de vapor de destilación y calentarla, para suministrar de esa manera por lo menos una porción del enfriamiento del paso (8);

(19) donde dicho primer medio intercambiador de calor también está conectado con dicho segundo medio intercambiador de calor para recibir a dicha segunda corriente de vapor de destilación caliente y calentarla en mayor medida, de manera de proveer al menos una porción del enfriamiento del paso (2), y para luego descargar dicha segunda corriente de vapor de destilación sometida a un calentamiento adicional proveniente de dicho conjunto de calentamiento como dicha fracción volátil de gas residual;

(20) un medio de recolección de líquido alojado en dicho conjunto de calentamiento y conectado con dicho medio absorbente para recibir una corriente de líquido de la destilación de la región inferior de dicho medio absorbente;

(21) donde dicho primer medio de transferencia de calor y de masa también está conectado con dicho medio de recolección de líquido para recibir a dicha corriente de líquido de la destilación y calentarla, de manera de proveer al menos una porción del enfriamiento del paso (3), al tiempo que simultáneamente se separan los componentes más volátiles de dicha corriente de líquido de la destilación, y para luego descargar dicha corriente de líquido de la destilación caliente y separada de dicho conjunto de tratamiento como dicha fracción relativamente menos volátil; y

(22) un medio de control adaptado para regular las cantidades y las temperaturas de dichas corrientes de alimentación en dicho medio de absorción, de modo tal de mantener la temperatura de dicha región superior de dicho medio de absorción a una temperatura a la cual es posible recuperar las porciones mayores de los componentes en dicha fracción relativamente menos volátil.

26. Un aparato para separar una corriente de gas que contiene metano, componentes C_2 , componentes C_3 y componentes de hidrocarburos más pesados en una fracción volátil de gas residual y una fracción relativamente menos volátil que contiene una porción mayor de dichos componentes C_2 , componentes C_3 y componentes de hidrocarburos más pesados, o de dichos componentes C_3 y

componentes de hidrocarburos más pesados, CARACTERIZADO PORQUE comprende

(1) un primer medio para el intercambio de calor alojado en un conjunto de procesamiento para enfriar a dicha corriente de gas;

(2) medio de división conectado a dicho primer medio para el intercambio de calor para recibir a dicha corriente de gas enfriada y dividirla en una primera corriente y una segunda corriente;

(3) un segundo medio intercambiador de calor alojado en dicho conjunto de calentamiento y conectado con dicho medio de división para recibir a dicha primera corriente y enfriarla de manera suficiente para condensarla sustancialmente;

(4) un primer medio de expansión conectado con dicho segundo medio intercambiador de calor para recibir a dicha primera corriente sustancialmente condensada y expandirla a una presión menor;

(5) un primer medio de transferencia de calor y masa alojado en dicho conjunto de procesamiento y que está conectado a dicho primer medio de expansión para recibir a dicha primera corriente expandida y enfriada y calentarla, y luego de eso, descargar dicha primera corriente expandida y calentada como una fracción de vapor y una fracción de líquido;

(6) un medio de absorción alojado en dicho conjunto de procesamiento y que está conectado a dicho primer medio de transferencia de calor y masa para recibir a dicha fracción de líquido como una primera alimentación por la parte superior del mismo;

(7) un segundo medio de expansión conectado con dicho medio de división para recibir a dicha segunda corriente y expandirla a dicha presión menor, donde dicho segundo medio de expansión también está conectado con dicho medio absorbente para proveer dicha segunda corriente expandida como una alimentación superior;

(8) un medio de recolección de vapor alojado en dicho conjunto de calentamiento y conectado con dicho primer medio absorbente para recibir una corriente de vapor de destilación proveniente de la región superior de dicho medio absorbente;

(9) un medio combinando alojado en dicho conjunto de procesamiento y que está conectado a dicho medio de recolección de vapor y a dicho primer medio de transferencia de calor y masa para recibir a dicha primera corriente de vapor de destilación y dicha fracción de vapor y formar una corriente de vapor combinada;

(10) donde dicho primer medio de transferencia de calor y masa además está

conectado a dicho medio combinando para recibir a dicha corriente de vapor combinada y enfriarla, para suministrar de esa manera por lo menos una porción del calentamiento del paso (5) mientras que simultáneamente se condensan los componentes menos volátiles de dicha corriente de vapor combinada, formando de esa manera una corriente condensada y una segunda corriente de vapor de destilación;

(11) donde dicho medio de absorción además está conectado a dicho primer medio de transferencia de calor y masa para recibir a dicha corriente condensada como una segunda alimentación por la parte superior del mismo;

(12) donde dicho segundo medio para el intercambio de calor además está conectado a dicho primer medio de transferencia de calor y masa para recibir a dicha segunda corriente de vapor de destilación y calentarla, para suministrar de esa manera por lo menos una porción del enfriamiento del paso (3);

(13) donde dicho primer medio intercambiador de calor también está conectado con dicho segundo medio intercambiador de calor para recibir a dicha segunda corriente de vapor de destilación caliente y calentarla en mayor medida, de manera de proveer al menos una porción del enfriamiento del paso (1), y para luego descargar dicha segunda corriente de vapor de destilación sometida a un calentamiento adicional proveniente de dicho conjunto de calentamiento como dicha fracción volátil de gas residual;

(14) un medio de recolección de líquido alojado en dicho conjunto de calentamiento y conectado con dicho medio absorbente para recibir una corriente de líquido de la destilación de la región inferior de dicho medio absorbente;

(15) un segundo medio de transferencia de calor y masa alojado en dicho conjunto de procesamiento y que está conectado a dicho medio de recolección de líquidos para recibir a dicha corriente de líquido de la destilación y calentarla, para de esa manera despojar simultáneamente de los componentes más volátiles a dicha corriente de líquido de la destilación, y luego de eso, descargar de dicho conjunto de procesamiento a dicha corriente de líquido de la destilación calentada y agotada como dicha fracción relativamente menos volátil; y

(16) un medio de control adaptado para regular las cantidades y las temperaturas de dichas corrientes de alimentación en dicho medio de absorción, de modo tal de mantener la temperatura de dicha región superior de dicho medio de absorción a una temperatura a la cual es posible recuperar las porciones mayores de los componentes en dicha fracción relativamente menos volátil.

27. Un aparato para separar una corriente de gas que contiene metano, componentes C_2 , componentes C_3 y componentes de hidrocarburos más pesados en una fracción volátil de gas residual y una fracción relativamente menos volátil que contiene una porción mayor de dichos componentes C_2 , componentes C_3 y componentes de hidrocarburos más pesados, o de dichos componentes C_3 y componentes de hidrocarburos más pesados, CARACTERIZADO PORQUE comprende

(1) un primer medio para el intercambio de calor alojado en un conjunto de procesamiento para enfriar a dicha corriente de gas lo suficiente como para condensarla parcialmente;

(2) medio de separación conectado a dicho primer medio para el intercambio de calor para recibir a dicha corriente de gas condensado parcialmente y separarla para dar una corriente de vapor y por lo menos una corriente líquida;

(3) un medio de división conectado a dicho medio de separación para recibir a dicha corriente de vapor y dividirla en una primera corriente y una segunda corriente;

(4) un segundo medio intercambiador de calor alojado en dicho conjunto de calentamiento y conectado con dicho medio de división para recibir a dicha primera corriente y enfriarla de manera suficiente para condensarla sustancialmente;

(5) un primer medio de expansión conectado con dicho segundo medio intercambiador de calor para recibir a dicha primera corriente sustancialmente condensada y expandirla a una presión menor;

(6) un primer medio de transferencia de calor y masa alojado en dicho conjunto de procesamiento y que está conectado a dicho primer medio de expansión para recibir a dicha primera corriente expandida y enfriada y calentarla, y luego de eso, descargar dicha primera corriente expandida y calentada como una fracción de vapor y una fracción de líquido;

(7) un medio de absorción alojado en dicho conjunto de procesamiento y que está conectado a dicho primer medio de transferencia de calor y masa para recibir a dicha fracción de líquido como una primera alimentación por la parte superior del mismo;

(8) un segundo medio de expansión conectado con dicho medio de división para recibir a dicha segunda corriente y expandirla a dicha presión menor, donde dicho segundo medio de expansión también está conectado con dicho medio absorbente para proveer dicha segunda corriente expandida como una alimentación superior;

(9) un medio de recolección de vapor alojado en dicho conjunto de calentamiento y conectado con dicho primer medio absorbente para recibir una corriente de vapor de destilación proveniente de la región superior de dicho medio absorbente;

(10) un medio combinando alojado en dicho conjunto de procesamiento y que está conectado a dicho medio de recolección de vapor y a dicho primer medio de transferencia de calor y masa para recibir a dicha primera corriente de vapor de destilación y dicha fracción de vapor y formar una corriente de vapor combinada;

(11) donde dicho primer medio de transferencia de calor y masa además está conectado a dicho medio combinando para recibir a dicha corriente de vapor combinada y enfriarla, para suministrar de esa manera por lo menos una porción del calentamiento del paso (6) mientras que simultáneamente se condensan los componentes menos volátiles de dicha corriente de vapor combinada, formando de esa manera una corriente condensada y una segunda corriente de vapor de destilación;

(12) donde dicho medio de absorción además está conectado a dicho primer medio de transferencia de calor y masa para recibir a dicha corriente condensada como una segunda alimentación por la parte superior del mismo;

(13) donde dicho segundo medio para el intercambio de calor además está conectado a dicho primer medio de transferencia de calor y masa para recibir a dicha segunda corriente de vapor de destilación y calentarla, para suministrar de esa manera por lo menos una porción del enfriamiento del paso (4);

(14) donde dicho primer medio intercambiador de calor también está conectado con dicho segundo medio intercambiador de calor para recibir a dicha segunda corriente de vapor de destilación caliente y calentarla en mayor medida, de manera de proveer al menos una porción del enfriamiento del paso (1), y para luego descargar dicha segunda corriente de vapor de destilación sometida a un calentamiento adicional proveniente de dicho conjunto de calentamiento como dicha fracción volátil de gas residual;

(15) un medio de recolección de líquido alojado en dicho conjunto de calentamiento y conectado con dicho medio absorbente para recibir una corriente de líquido de la destilación de la región inferior de dicho medio absorbente;

(16) un segundo medio de transferencia de calor y masa alojado en dicho conjunto de procesamiento y que está conectado a dicho medio de recolección de líquidos para recibir a dicha corriente de líquido de la destilación y calentarla, para de esa manera despojar simultáneamente de los componentes más volátiles a dicha

corriente de líquido de la destilación, y luego de eso, descargar de dicho conjunto de procesamiento a dicha corriente de líquido de la destilación calentada y agotada como dicha fracción relativamente menos volátil;

(17) un tercer medio de expansión conectado a dicho medio de separación para recibir por lo menos una porción de dicha por lo menos una corriente de líquido y expandirla a dicha presión menor, donde dicho tercer medio de expansión está conectado además a dicho conjunto de procesamiento para suministrar dicha corriente expandida de líquido como una alimentación al mismo por debajo del nivel de dicho medio de absorción y sobre el nivel de dicho segundo medio de transferencia de calor y masa; y

(18) un medio de control adaptado para regular las cantidades y las temperaturas de dichas corrientes de alimentación en dicho medio de absorción, de modo tal de mantener la temperatura de dicha región superior de dicho medio de absorción a una temperatura a la cual es posible recuperar las porciones mayores de los componentes en dicha fracción relativamente menos volátil.

28. Un aparato para separar una corriente de gas que contiene metano, componentes C_2 , componentes C_3 y componentes de hidrocarburos más pesados en una fracción volátil de gas residual y una fracción relativamente menos volátil que contiene una porción mayor de dichos componentes C_2 , componentes C_3 y componentes de hidrocarburos más pesados, o de dichos componentes C_3 y componentes de hidrocarburos más pesados, CARACTERIZADO PORQUE comprende

(1) un primer medio para el intercambio de calor alojado en un conjunto de procesamiento para enfriar a dicha corriente de gas lo suficiente como para condensarla parcialmente;

(2) un medio de separación conectado a dicho primer medio para el intercambio de calor para recibir a dicha corriente de gas condensado parcialmente y separarla para dar una corriente de vapor y por lo menos una corriente líquida;

(3) un medio de división conectado a dicho medio de separación para recibir a dicha corriente de vapor y dividirla en una primera corriente y una segunda corriente;

(4) un primer medio combinando conectado a dicho medio de división y a dicho medio de separación para recibir a dicha primera corriente y por lo menos una porción de dicha por lo menos una corriente de líquido y formar una corriente combinada;

(5) un segundo medio intercambiador de calor alojado en dicho conjunto de calentamiento y conectado con dicho primer medio de combinación para recibir a dicha corriente combinada y enfriarla de manera suficiente para condensarla sustancialmente;

(6) un primer medio de expansión conectado con dicho segundo medio intercambiador de calor para recibir a dicha corriente sustancialmente condensada combinada y expandirla a una presión menor;

(7) un primer medio de transferencia de calor y masa alojado en dicho conjunto de procesamiento y que está conectado a dicho primer medio de expansión para recibir a dicha corriente enfriada combinada y expandida y calentarla, y luego de eso, descargar dicha corriente expandida combinada y calentada como una fracción de vapor y una fracción de líquido;

(8) un medio de absorción alojado en dicho conjunto de procesamiento y que está conectado a dicho primer medio de transferencia de calor y masa para recibir a dicha fracción de líquido como una primera alimentación por la parte superior del mismo;

(9) un segundo medio de expansión conectado con dicho medio de división para recibir a dicha segunda corriente y expandirla a dicha presión menor, donde dicho segundo medio de expansión también está conectado con dicho medio absorbente para proveer dicha segunda corriente expandida como una alimentación superior;

(10) un medio de recolección de vapor alojado en dicho conjunto de calentamiento y conectado con dicho primer medio absorbente para recibir una corriente de vapor de destilación proveniente de la región superior de dicho medio absorbente;

(11) un segundo medio combinando alojado en dicho conjunto de procesamiento y que está conectado a dicho medio de recolección de vapor y a dicho primer medio de transferencia de calor y masa para recibir a dicha primera corriente de vapor de destilación y dicha fracción de vapor y formar una corriente de vapor combinada;

(12) donde dicho primer medio de transferencia de calor y masa además está conectado a dicho segundo medio combinando para recibir a dicha corriente de vapor combinada y enfriarla, para suministrar de esa manera por lo menos una porción del calentamiento del paso (7) mientras que simultáneamente se condensan los componentes menos volátiles de dicha corriente de vapor combinada, formando de esa manera una corriente condensada y una segunda corriente de vapor de

destilación;

(13) donde dicho medio de absorción además está conectado a dicho primer medio de transferencia de calor y masa para recibir a dicha corriente condensada como una segunda alimentación por la parte superior del mismo;

(14) donde dicho segundo medio para el intercambio de calor además está conectado a dicho primer medio de transferencia de calor y masa para recibir a dicha segunda corriente de vapor de destilación y calentarla, para suministrar de esa manera por lo menos una porción del enfriamiento del paso (5);

(15) donde dicho primer medio intercambiador de calor también está conectado con dicho segundo medio intercambiador de calor para recibir a dicha segunda corriente de vapor de destilación caliente y calentarla en mayor medida, de manera de proveer al menos una porción del enfriamiento del paso (1), y para luego descargar dicha segunda corriente de vapor de destilación sometida a un calentamiento adicional proveniente de dicho conjunto de calentamiento como dicha fracción volátil de gas residual;

(16) un medio de recolección de líquido alojado en dicho conjunto de calentamiento y conectado con dicho medio absorbente para recibir una corriente de líquido de la destilación de la región inferior de dicho medio absorbente;

(17) un segundo medio de transferencia de calor y masa alojado en dicho conjunto de procesamiento y que está conectado a dicho medio de recolección de líquidos para recibir a dicha corriente de líquido de la destilación y calentarla, para de esa manera despojar simultáneamente de los componentes más volátiles a dicha corriente de líquido de la destilación, y luego de eso, descargar de dicho conjunto de procesamiento a dicha corriente de líquido de la destilación calentada y agotada como dicha fracción relativamente menos volátil;

(18) un tercer medio de expansión conectado a dicho medio de separación para recibir a cualquier porción restante de dicha por lo menos una corriente de líquido y expandirla a dicha presión menor, donde dicho tercer medio de expansión está conectado además a dicho conjunto de procesamiento para suministrar dicha corriente expandida de líquido como una alimentación al mismo por debajo del nivel de dicho medio de absorción y sobre el nivel de dicho segundo medio de transferencia de calor y masa; y

(19) un medio de control adaptado para regular las cantidades y las temperaturas de dichas corrientes de alimentación en dicho medio de absorción, de modo tal de mantener la temperatura de dicha región superior de dicho medio de absorción a una temperatura a la cual es posible recuperar las porciones mayores de

los componentes en dicha fracción relativamente menos volátil.

29. El aparato de acuerdo con la reivindicación 24 CARACTERIZADO PORQUE dicho medio de separación está alojado en dicho conjunto de procesamiento.

30. El aparato de acuerdo con la reivindicación 25 CARACTERIZADO PORQUE dicho medio de separación está alojado en dicho conjunto de procesamiento.

31. El aparato de acuerdo con la reivindicación 27 CARACTERIZADO PORQUE dicho medio de separación está alojado en dicho conjunto de procesamiento.

32. El aparato de acuerdo con la reivindicación 28 CARACTERIZADO PORQUE dicho medio de separación está alojado en dicho conjunto de procesamiento.

33. El aparato de acuerdo con la reivindicación 23, CARACTERIZADO PORQUE comprende

- (1) un medio de recolección alojado en dicho conjunto de tratamiento;
- (2) un medio de transferencia de calor y de masa adicional incluido en dicho medio de recolección, donde dicho medio de transferencia de calor y de masa adicional incluye uno o más pasajes para un medio de refrigeración externo;
- (3) conectar dicho medio de recolección con dicho primer medio de combinación para recibir a dicha corriente de gas enfriado y dirigirla a dicho medio de transferencia de calor y de masa adicional para que sea enfriada adicionalmente por dicho medio de refrigeración externo; y
- (4) donde dicho primer medio de división está adaptado para ser conectado a dicho medio de recolección para recibir a dicha corriente de gas enfriada adicionalmente y dividirla en dichas primera y segunda corrientes.

34. El aparato de acuerdo con la reivindicación 26, CARACTERIZADO PORQUE comprende

- (1) un medio de recolección alojado en dicho conjunto de tratamiento;
- (2) un medio de transferencia de calor y de masa adicional incluido en dicho

medio de recolección, donde dicho medio de transferencia de calor y de masa adicional incluye uno o más pasajes para un medio de refrigeración externo;

(3) donde dicho medio de recolección está conectado a dicho primer medio para el intercambio de calor para recibir a dicha corriente de gas enfriada y dirigirla hacia dicho medio de transferencia de calor y masa adicional para ser enfriada adicionalmente por dicho medio de refrigeración externo; y

(4) donde dicho medio de división está adaptado para ser conectado a dicho medio de recolección para recibir a dicha corriente de gas enfriada adicionalmente y dividirla en dichas primera y segunda corrientes.

35. El aparato de acuerdo con la reivindicación 24, 25, 29, ó 30 CARACTERIZADO PORQUE comprende

(1) un medio de transferencia de calor y de masa adicional incluido en dicho medio de separación, donde dicho medio de transferencia de calor y de masa adicional incluye uno o más pasajes para un medio de refrigeración externo;

(2) dirigir a dicha corriente de vapor hacia dicho medio de transferencia de calor y de masa adicional para que sea enfriada por dicho medio de refrigeración externo para formar un condensado adicional; y

(3) hacer que dicho condensado adicional pase a formar parte de dicha por lo menos una corriente de líquido que se separa.

36. El aparato de acuerdo con la reivindicación 27, 28, 31, ó 32 CARACTERIZADO PORQUE comprende

(1) un medio de transferencia de calor y de masa adicional incluido en dicho medio de separación, donde dicho medio de transferencia de calor y de masa adicional incluye uno o más pasajes para un medio de refrigeración externo;

(2) dirigir a dicha corriente de vapor hacia dicho medio de transferencia de calor y de masa adicional para que sea enfriada por dicho medio de refrigeración externo para formar un condensado adicional; y

(3) hacer que dicho condensado adicional pase a formar parte de dicha por lo menos una corriente de líquido que se separa.

37. El aparato de acuerdo con la reivindicación 23, 24, 25, 29, 30, o 33 CARACTERIZADO PORQUE comprende

(1) incluir un medio de absorción adicional dentro de dicho conjunto de procesamiento sobre el nivel de dicho primer medio de transferencia de calor y masa

y conectado a dicho primer medio de transferencia de calor y masa para recibir a dichos componentes más volátiles agotados;

(2) donde dicho medio de absorción adicional también está conectado a dicho medio de recolección de líquidos para recibir a dicha corriente de líquido de la destilación y proveer contacto entre dicha corriente de líquido de la destilación y dichos componentes más volátiles agotados, formando de esa manera una tercera corriente de vapor de destilación y una corriente de líquido de la destilación parcialmente agotada;

(3) donde dicho medio de absorción está adaptado para ser conectado a dicho medio de absorción adicional para recibir a dicha tercera corriente de vapor de destilación y suministrarla a dicha región inferior de dicho medio de absorción; y

(4) donde dicho primer medio de transferencia de calor y masa está adaptado para ser conectado a dicho medio de absorción adicional para recibir a dicha corriente de líquido de la destilación parcialmente agotada y calentarla, para de esa manera agotarla adicionalmente para formar dicha corriente de líquido de la destilación calentada y agotada que se descarga de dicho conjunto de procesamiento como dicha fracción relativamente menos volátil.

38. El aparato de acuerdo con la reivindicación 26, 27, 28, 31, 32, ó 34 CARACTERIZADO PORQUE comprende

(1) incluir un medio de absorción adicional dentro de dicho conjunto de procesamiento sobre el nivel de dicho segundo medio de transferencia de calor y masa y conectado a dicho segundo medio de transferencia de calor y masa para recibir a dichos componentes más volátiles agotados;

(2) donde dicho medio de absorción adicional también está conectado a dicho medio de recolección de líquidos para recibir a dicha corriente de líquido de la destilación y proveer contacto entre dicha corriente de líquido de la destilación y dichos componentes más volátiles agotados, formando de esa manera una tercera corriente de vapor de destilación y una corriente de líquido de la destilación parcialmente agotada;

(3) donde dicho medio de absorción está adaptado para ser conectado a dicho medio de absorción adicional para recibir a dicha tercera corriente de vapor de destilación y suministrarla a dicha región inferior de dicho medio de absorción; y

(4) donde dicho segundo medio de transferencia de calor y masa está adaptado para ser conectado a dicho medio de absorción adicional para recibir a dicha corriente de líquido de la destilación parcialmente agotada y calentarla, para de

esa manera agotarla adicionalmente para formar dicha corriente de líquido de la destilación calentada y agotada que se descarga de dicho conjunto de procesamiento como dicha fracción relativamente menos volátil.

39. El aparato de acuerdo con la reivindicación 35, CARACTERIZADO PORQUE comprende

(1) incluir un medio de absorción adicional dentro de dicho conjunto de procesamiento sobre el nivel de dicho primer medio de transferencia de calor y masa y conectado a dicho primer medio de transferencia de calor y masa para recibir a dichos componentes más volátiles agotados;

(2) donde dicho medio de absorción adicional también está conectado a dicho medio de recolección de líquidos para recibir a dicha corriente de líquido de la destilación y proveer contacto entre dicha corriente de líquido de la destilación y dichos componentes más volátiles agotados, formando de esa manera una tercera corriente de vapor de destilación y una corriente de líquido de la destilación parcialmente agotada;

(3) donde dicho medio de absorción está adaptado para ser conectado a dicho medio de absorción adicional para recibir a dicha tercera corriente de vapor de destilación y suministrarla a dicha región inferior de dicho medio de absorción; y

(4) donde dicho primer medio de transferencia de calor y masa está adaptado para ser conectado a dicho medio de absorción adicional para recibir a dicha corriente de líquido de la destilación parcialmente agotada y calentarla, para de esa manera agotarla adicionalmente para formar dicha corriente de líquido de la destilación calentada y agotada que se descarga de dicho conjunto de procesamiento como dicha fracción relativamente menos volátil.

40. El aparato de acuerdo con la reivindicación 36, CARACTERIZADO PORQUE comprende

(1) incluir un medio de absorción adicional dentro de dicho conjunto de procesamiento sobre el nivel de dicho segundo medio de transferencia de calor y masa y conectado a dicho segundo medio de transferencia de calor y masa para recibir a dichos componentes más volátiles agotados;

(2) donde dicho medio de absorción adicional también está conectado a dicho medio de recolección de líquidos para recibir a dicha corriente de líquido de la destilación y proveer contacto entre dicha corriente de líquido de la destilación y dichos componentes más volátiles agotados, formando de esa manera una tercera

corriente de vapor de destilación y una corriente de líquido de la destilación parcialmente agotada;

(3) donde dicho medio de absorción está adaptado para ser conectado a dicho medio de absorción adicional para recibir a dicha tercera corriente de vapor de destilación y suministrarla a dicha región inferior de dicho medio de absorción; y

(4) donde dicho segundo medio de transferencia de calor y masa está adaptado para ser conectado a dicho medio de absorción adicional para recibir a dicha corriente de líquido de la destilación parcialmente agotada y calentarla, para de esa manera agotarla adicionalmente para formar dicha corriente de líquido de la destilación calentada y agotada que se descarga de dicho conjunto de procesamiento como dicha fracción relativamente menos volátil.

41. El aparato de acuerdo con la reivindicación 23, 24, 25, 29, 30, o 33, CARACTERIZADO PORQUE dicho medio de transferencia de calor y de masa incluye uno o más pasajes para un medio de calentamiento externo, para complementar el calentamiento provisto por dicha segunda porción, para la separación de los componentes más volátiles de dicha corriente de líquido de la destilación.

42. El aparato de acuerdo con la reivindicación 35, CARACTERIZADO PORQUE dicho primer medio de transferencia de calor y de masa incluye uno o más pasajes para un medio de calentamiento externo, para complementar el calentamiento provisto por dicha segunda porción, para la separación de los componentes más volátiles de dicha corriente de líquido de la destilación.

43. El aparato de acuerdo con la reivindicación 37, CARACTERIZADO PORQUE dicho primer medio de transferencia de calor y de masa incluye uno o más pasajes para un medio de calentamiento externo, para complementar el calentamiento provisto por dicha segunda porción, para la separación de los componentes más volátiles de dicha corriente de líquido de la destilación.

44. El aparato de acuerdo con la reivindicación 39, CARACTERIZADO PORQUE dicho primer medio de transferencia de calor y de masa incluye uno o más pasajes para un medio de calentamiento externo, para complementar el calentamiento provisto por dicha segunda porción, para la separación de los componentes más volátiles de dicha corriente de líquido de la destilación.

RESUMEN

Proceso y aparato para la recuperación de etano, etileno, propano, propileno y componentes de hidrocarburos más pesados de una corriente de gas de hidrocarburos en un conjunto de calentamiento compacto. La corriente de gas se enfría y se divide en una primera y una segunda corriente. La primera corriente se enfría adicionalmente para condensarla sustancialmente por completo y es luego de eso, expandirla a menor presión y calienta para formar una fracción de vapor y una fracción de líquido. La fracción de líquido se suministra como una primera alimentación por la parte superior a un medio de absorción dentro del conjunto de procesamiento. La segunda corriente también se expande a una presión menor y se la suministra como alimentación superior al medio absorbente. Se recoge una primera corriente de vapor de destilación de la región superior del medio de absorción y se la combina con la fracción de vapor para formar una corriente de vapor combinada. La corriente de vapor combinada se dirige hacia un primer medio de transferencia de calor y masa dentro del conjunto de procesamiento de tal manera que esta es enfriada por la primera corriente expandida lo suficiente como para condensarla parcialmente, formando una segunda corriente de vapor de destilación y una corriente condensada. La corriente condensada se suministra como una segunda alimentación por la parte superior al medio de absorción, y la segunda corriente de vapor de destilación se dirige hacia uno o más medios para el intercambio de calor dentro del conjunto de procesamiento para calentarla mientras se enfría la corriente de gas y la primera corriente. Se recolecta una corriente de líquido de la destilación de la región inferior del medio absorbente y se la dirige a un segundo medio de transferencia de calor y de masa dentro del conjunto de calentamiento para calentarla y separar sus componentes volátiles mientras se enfría la corriente de gas. Las cantidades y las temperaturas de la alimentación en el medio absorbente son efectivas para mantener la temperatura de la región superior del medio absorbente en una temperatura a la cual pueden recuperarse las porciones mayores de los componentes deseados en la corriente del líquido de la destilación separado.

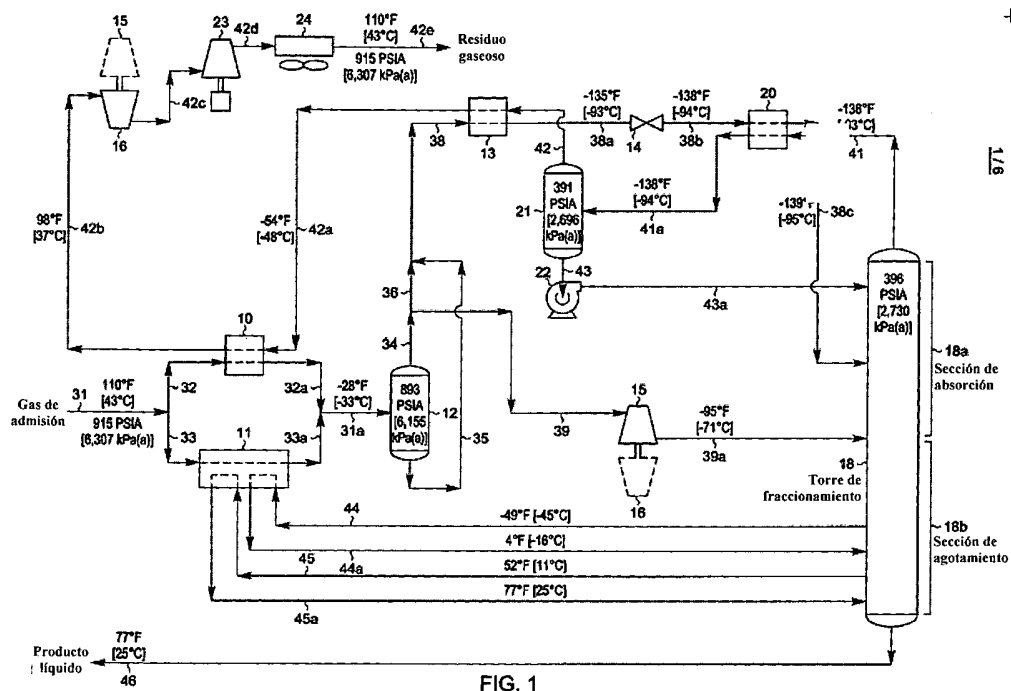


FIG. 1
(ARTE. PREVIO)

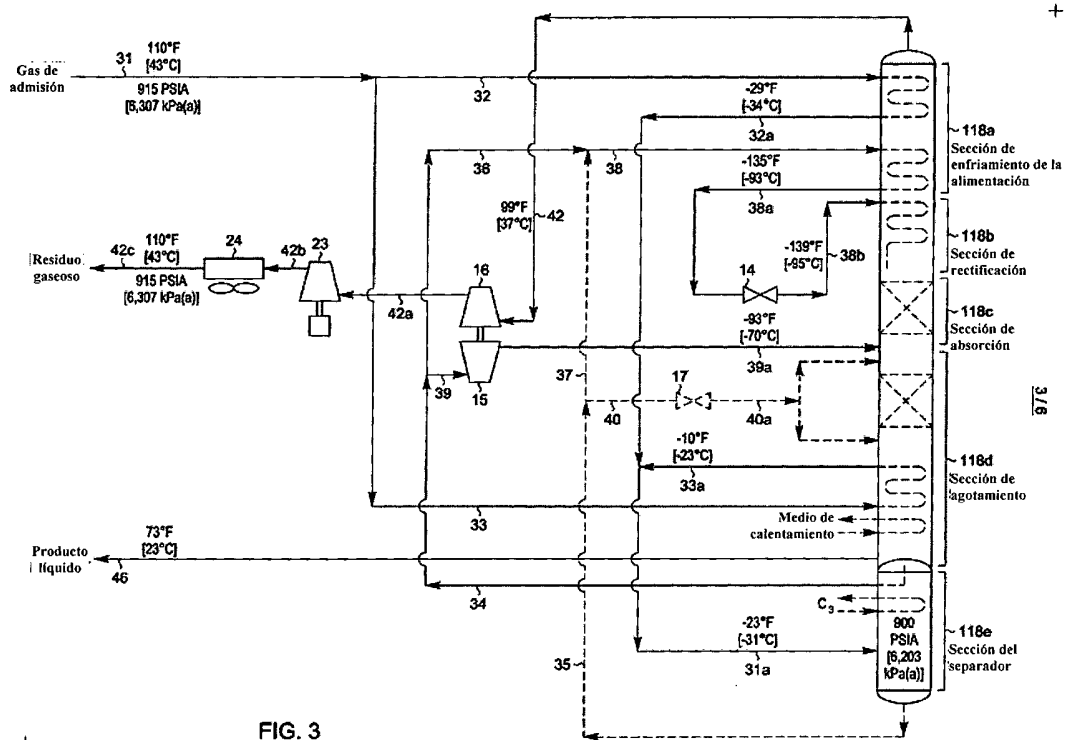


FIG. 3

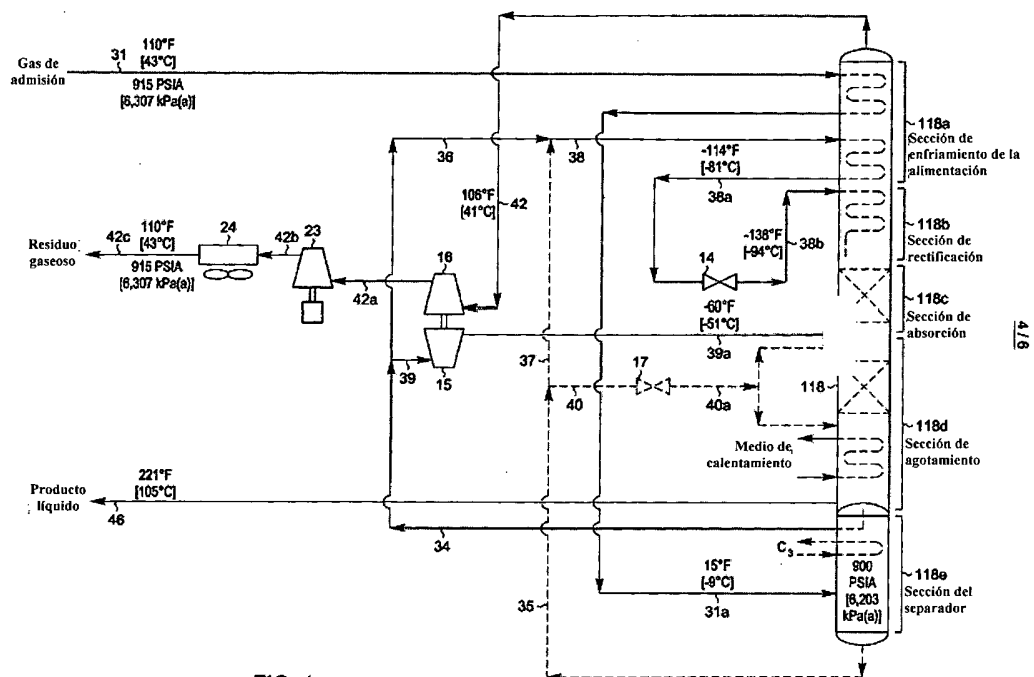


FIG. 4

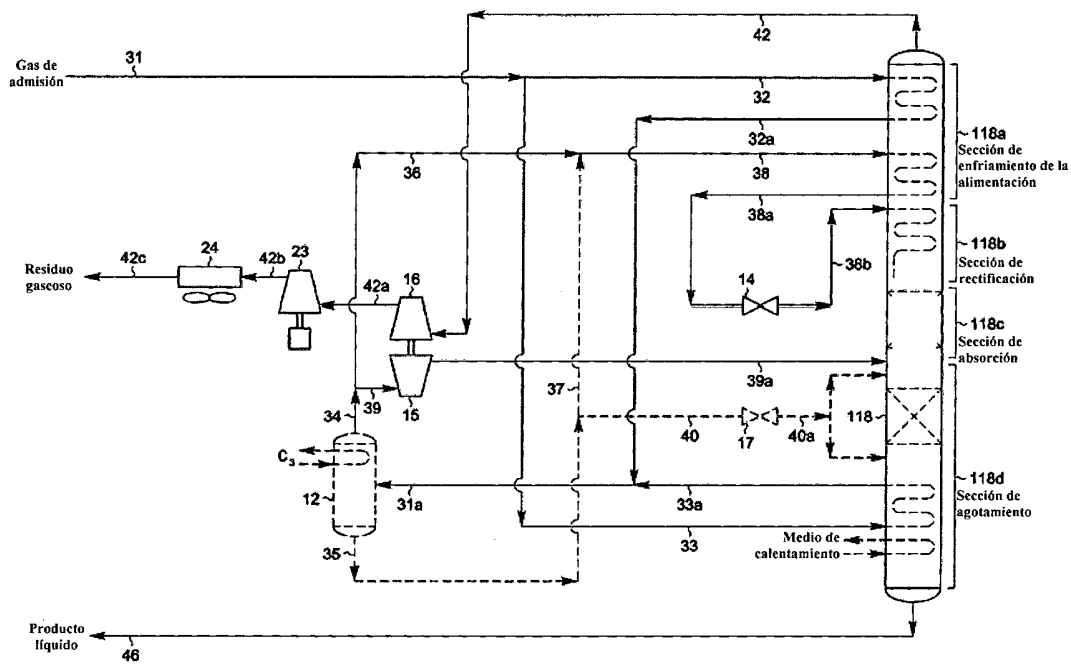


FIG. 5

+

8

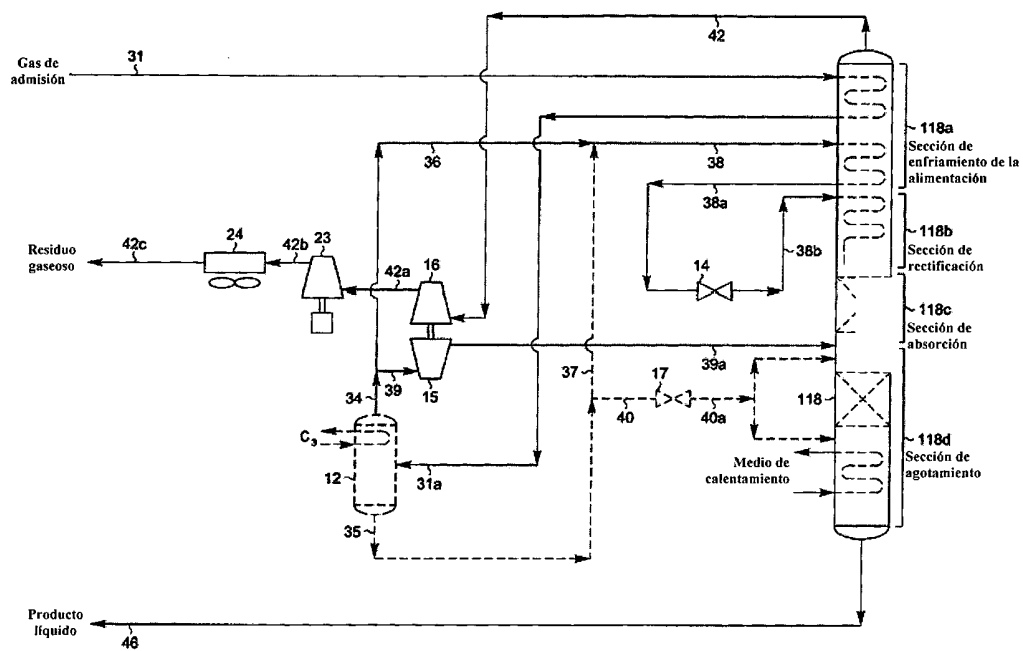


FIG. 6

Brigard & Castro
BOGOTÁ - COLOMBIA

PODER

El Suscrito

En calidad de
Representante Legal de:

DIRECCIÓN:

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

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

Este poder comprende la facultad de ratificar o confirmar en mi (nuestro) nombre lo actuado así como la facultad de desistir, transigir, comprometer, conciliar, y la de sustituirlo en todo o en parte y revocar sustituciones. Asimismo nombro (amos) a: JUAN PABLO CADENA SARMIENTO y/o MARTÍN EDUARDO TORRES CARDOZO, domiciliado(s) en la Calle 70 A 4 - 41, Bogotá, Colombia, mis (nuestros) apoderados en Colombia, con facultades para recibir notificaciones y designar apoderados judiciales o extrajudiciales.

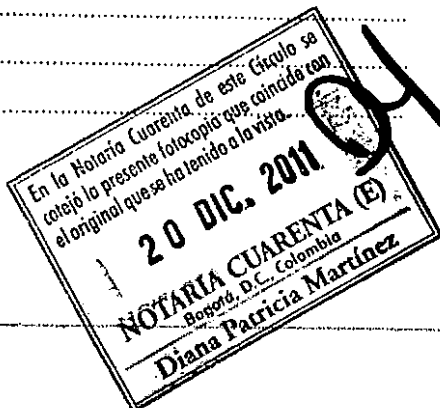
Otorgado y firmado en

Hoy.....de.....de.....2011.....

Firma.....

Nombre.....

Cargo.....



POWER OF ATTORNEY

The Undersigned:

Acting as legal representative of: Ortloff Engineers, Ltd
415 W. Wall Street, Suite 2000
Midland, TX 79701
United States

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

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

This power includes the faculty to ratify or confirm desist, settle and compromise, to conciliate, on my (our) behalf, and to substitute this power in whole or in part and to revoke substitutions. At the same time I (We) hereby appoint JUAN PABLO CADENA SARMIENTO and/or MARTIN EDUARDO TORRES CARDOZO domiciled in Calle 70 A 4 - 41, Bogotá, Colombia, my (our) attorney(s) in fact, with powers to receive notifications and to designate judicial and extrajudicial attorneys.

Granted and signed in

This 21st day of JULY of 2011

Signature.....

Name.....

Title.....
PRESIDENT
ORTLOFF TECHNOLOGY GROUP, LLC
GENERAL PARTNER OF
ORTLOFF ENGINEERS, LTD

CERTIFICADO NOTARIAL (SOCIEDAD)

Hoy.....de.....de.....
personalmente compareció ante mí.....

a quien conozco, y de quien me consta que firmó el anterior documento,
debidamente juramentado declaró y dijo que él es el representante legal

De

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

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

Estado de.....

con fecha.....

y que quien confiere el presente poder es su representante.

Notario Público (sello)

NOTARIAL CERTIFICATE (CORPORATION)

On this 21st day of July of 2011

Personally appeared before me

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

Of Ortloff Engineers, Ltd
415 W. Wall Street, Suite 2000
Midland, TX 79701
United States

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

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

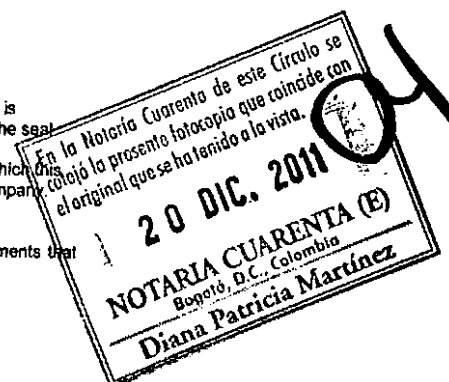
State of Texas

under date of 21, July, 2011

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

Beth Frederickson

Public Notary (Seal)





The State of Texas

Secretary of State

Requested for use in COLOMBIA

Not for use within the United States of America

This Apostille only certifies the signature, the capacity of the signer and the seal or stamp it bears. It does not certify the content of the document for which it was issued.

APOSTILLE

(Convention de La Haye du 5 Octobre 1961)

- | | |
|--------------------------------|--|
| 1. Country | United States of America |
| This public document | |
| 2. has been signed by | BETH FREDERICKSON |
| 3. acting in the capacity of | Notary Public, State of Texas |
| 4. and bears the seal/stamp of | BETH FREDERICKSON,
Notary Public, State of Texas,
Commission Expires: 03-19-15 |

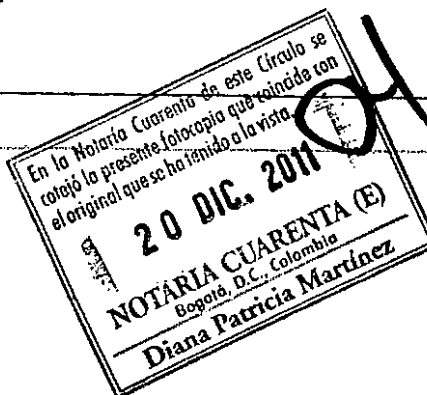
CERTIFIED

- | | |
|---------------------------------------|----------------------|
| 5. at Austin, Texas | 6. on August 1, 2011 |
| 7. by the Secretary of State of Texas | |
| 8. Certificate No. N-810074 | |
| 9. Seal | 10. Signature: |



Hope Andrade
Secretary of State

ST/ac



TRADUCCIÓN OFICIAL No. 11/287 de un documento escrito en inglés, el cual para su identificación se sella con el sello del traductor al tiempo con la presente. Esta traducción ha sido preparada por Juan Pablo Piedrahíta Aguilera, Traductor e Intérprete Oficial debidamente reconocido por el Ministerio del Interior y de Justicia, Resolución Número 718 de 2003 y autorizado por el Ministerio de relaciones Exteriores de Colombia.

(Se traduce un Certificado notarial, y Apostilla No. 810074 escritos en inglés, adjuntos a un poder otorgado por la compañía Ortlöff Engineers, Ltd., firmado por John D. Wilkinson, Presidente, con fecha julio 21, 2011, escrito a doble columna en inglés y español.)

AS 117435

(A doble columna en inglés y español, poder otorgado por la compañía Ortlöff Engineers, Ltd., firmado por John D. Wilkinson, Presidente, con fecha julio 21, 2011, una (1) hoja).

CERTIFICADO NOTARIAL (SOCIEDAD)

Hoy día julio 21, 2011, compareció personalmente ante mí, John D. Wilkinson, a quien conozco, y de quien me consta que firmó el documento anterior, debidamente juramentada declaró y dijo que es el Representante Legal de la Compañía Ortlöff Engineers, Ltd., 415 W.Wall Street, Suite 2000, Midland, TX 79701, Estados Unidos de América, legalmente constituida, para un periodo de duración que aún no ha terminado; que el declarante está autorizado por dicha Compañía para otorgar este poder, que el sello en el presente estampado por el declarante en nombre de dicha Sociedad es el sello oficial de la misma, y que el objeto para el cual se otorga este instrumento está incluido dentro del objeto social de la sociedad.

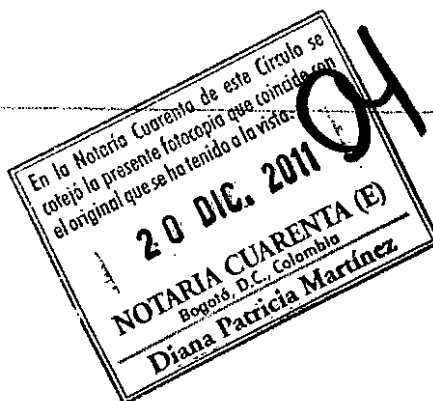
El suscrito Notario hace constar que tuvo a la vista los documentos que prueban la existencia de la sociedad.

Estado: Texas

Bajo la fecha julio 21, 2011

Y que quien confiere el presente poder es su representante.

TRADUCCIÓN OFICIAL No. _____
JUAN PABLO PIEDRAHÍTA AGUILERA
TRADUCTOR E INTÉRPRETE OFICIAL
RES. 718 DE MAYO 2003
DEL MIN. INTERIOR Y DE JUSTICIA



(Firmado) Beth Frederickson

Notario Público (sello)

(Sello notarial a tinta: BETH FREDERICKSON, Notario Público – Estado de Texas,
mi comisión vence el 19 de marzo, 2015)



(Sello Pre-impreso del Estado de Texas)

El Estado de Texas

Secretario de Estado

Solicitada para uso en COLOMBIA

No para uso dentro de los Estados Unidos de América.

Esta Apostilla solo certifica la firma, la calidad del firmante y el sello o la estampilla que lleva. No certifica el contenido del documento para el cual se expidió.

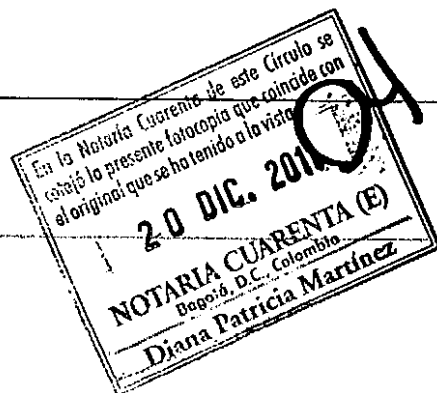
APOSTILLA

(Convención de la Haya de Octubre 5 de 1961)

1. País: Estados Unidos de América
Este documento público
2. Ha sido firmado por BETH FREDERICKSON
3. Obrando en calidad de Notario Público, Estado de Texas
4. Lleva el sello/estampilla de BETH FREDERICKSON, Notario Público,
Estado de Texas, Comisión vence 03-19-15

CERTIFICADA

5. En Austin, Texas
6. Hoy agosto 1, 2011
7. Por el Secretario de Estado de Texas
8. Certificado Número **N-810074**

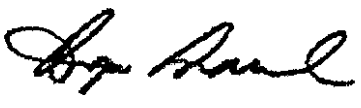


9.

(Sello) (Sello Pre-impreso del Estado de Texas)

10.

(Firma)



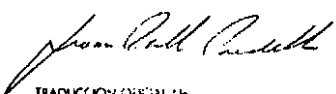
(Firmado) Hope Andrade, Secretario de Estado

ST/ac

ES TRADUCCIÓN FIEL Y COMPLETA de la cual se deja copia en los archivos de esta oficina para su confrontación y a la cual me remito.

Bogotá, Septiembre 19, 2011.

504 PALABRAS



TRADUCCIÓN OFICIAL DE:
JUAN PABLO PIEDRAHÍTA AGUILERA
TRADUCCION E INTERPRETE OFICIAL
R.S. 719 DE MAYO 2003
DEL MIN. INTERIOR Y DE JUSTICIA
Correo electrónico: juan.pablo.piedrahita@gmail.com

En la Notaría Cuarenta de este Círculo se
cotejó la presente fotocopia que coincide con
el original que se ha tenido a la vista.

20 DIC. 2011

NOTARIA CUARENTA (E)
Bogotá, D.C., Colombia

Diana Patricia Martínez

04

BRIGARD & CASTRO
BOGOTÁ - COLOMBIA

PODER

POWER OF ATTORNEY

El Suscrito W. Larry Lewis

The Undersigned: W. Larry Lewis

En calidad de

Representante Legal de: S.M.E. Products. LP

Acting as legal representative of: S.M.E. Products. LP

DIRECCIÓN: 6715 Theall, Houston
Texas 77066, USA

Address: 6715 Theall, Houston
Texas 77066, USA

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

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

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

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

Este poder comprende la facultad de ratificar o confirmar en mí (nuestro) nombre lo actuado así como la facultad de desistír, transigir, comprometer, conciliar, y la de sustituirlo en todo o en parte y revocar sustituciones. Asimismo nombro (amos) a: JUAN PABLO CADENA SARMIENTO and/or CARLOS HUMBERTO PALACIO EASTMAN and/or MARTIN EDUARDO TORRES CARDOZO, domiciliado(s) en la Calle 70 A 4 - 41, Bogotá, Colombia, mis (nuestros) apoderados en Colombia, con facultades para recibir notificaciones y designar apoderados judiciales o extrajudiciales.

This power includes the faculty to ratify or confirm desist, settle and compromise, to conciliate, on my (our) behalf, and to substitute this power in whole or in part and to revoke substitutions. At the same time I (We) hereby appoint JUAN PABLO CADENA SARMIENTO and/or CARLOS HUMBERTO PALACIO EASTMAN and/or MARTIN EDUARDO TORRES CARDOZO domiciled in Calle 70 A 4 - 41, Bogotá, Colombia, my (our) attorney(s) in fact, with powers to receive notifications and to designate judicial and extrajudicial attorneys.

Otorgado y firmado en

Granted and signed in Houston, Texas, USA

Hoy.....de.....de.....2011

This 17 day of Oct of 2011

Firma.....

Signature.....

Nombre.....

Name W. Larry Lewis

Cargo.....

Title Partner



CERTIFICADO NOTARIAL (SOCIEDAD)

Hoy de de
 personalmente compareció ante mí

a quien conozco, y de quien me consta que firmó el anterior documento,
 debidamente juramentado declaró y dijo que él es el representante legal

De

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

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

Estado de

con fecha

y que quien confiere el presente poder es su representante.

Notario Público (sello)

NOTARIAL CERTIFICATE (CORPORATION)

On this 17 day of October, 2011

Personally appeared before me

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

W. Larry Lewis

Of S.M.E. Products LP

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

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

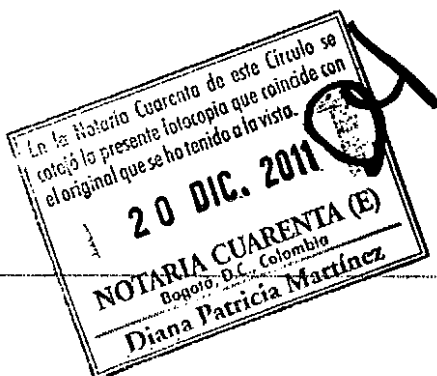
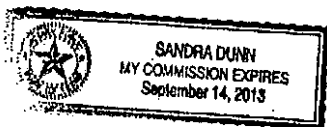
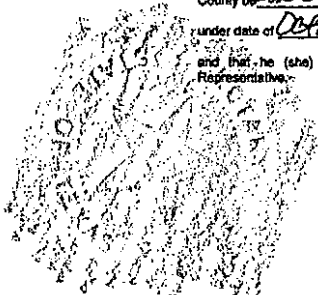
State of Texas

County of Dallas

under date of October 17, 2011

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

Sandra Dunn
 Public Notary (Seal)





The State of Texas
Secretary of State

Requested for use in COLOMBIA
Not for use within the United States of America
This Apostille only certifies the signature, the capacity of the signer and the seal or stamp it bears. It does not certify the content of the document for which it was issued.

APOSTILLE

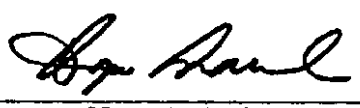
(Convention de La Haye du 5 Octobre 1961)

- | | |
|--------------------------------|--|
| 1. Country | United States of America |
| This public document | |
| 2. has been signed by | SANDRA DUNN |
| 3. acting in the capacity of | Notary Public, State of Texas |
| 4. and bears the seal/stamp of | SANDRA DUNN,
Notary Public, State of Texas,
Commission Expires: 09-14-13 |

CERTIFIED

- | | |
|---------------------------------------|------------------------|
| 5. at Austin, Texas | 6. on October 31, 2011 |
| 7. by the Secretary of State of Texas | |
| 8. Certificate No. N-823463 | |
| 9. Seal | 10. Signature: |




Hope Andrade
Secretary of State

ST/tl



86

TRADUCCIÓN AL ESPAÑOL DEL DOCUMENTO DE PODER OTORGADO
POR S.M.E. PRODUCTS, LP, con domicilio en 6715 Theall, Houston, Texas
77066, Estados Unidos de América.

EL ESTADO DE TEXAS

Secretario de Estado

Solicitado para uso en COLOMBIA

No es para el uso dentro de los Estados Unidos de América

Esta Apostilla solo certifica la firma, la capacidad del firmante y el sello o estampilla que lleva; no certifica el contenido del documento para la cual fue expedida.

APOSTILLA

(Convención de la Haya del 5 de octubre de 1961)

1. País: Estados Unidos de América
2. Este documento público
ha sido firmado por SANDRA DUNN
3. actuando en capacidad de NOTARIO PÚBLICO, ESTADO DE TEXAS
4. lleva el sello/timbre de SANDRA DUNN, NOTARIO PÚBLICO,
ESTADO DE TEXAS, LA COMISIÓN EXPIRA EL 09-14-13

Certificado

5. en Austin, Texas
6. el 31 de octubre de 2011
7. por el Secretario de Estado de Texas
8. Certificado No. N-823463
9. Sello

10. Firma

(Firma)

Hope Andrade
Secretario de Estado



CERTIFICADO NOTARIAL

Hay un sello que dicen:
SANDRA DUNN
Mi comisión vence el 14 de septiembre de 2013

Hay un sello seco que dice:
Notario Público
Estado de Texas



PATENTE DE INVENCION ☐ MODELO DE U

☐	Indicación que se solicita una patente.
☐	Datos de identificación del solicitante o de la persona que presenta la solicitud
☐	Descripción de la invención
☐	Dibujos de ser estos pertinentes
☐	Comprobante de pago de las tasas establecidas (De ser el caso formato de descuento)
Completa ☐ Incompleta ☐	

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

☒	Indicación que se solicita una PCT
☒	Copia de la solicitud en español, tal como fue presentada inicialmente (capítulo descriptivo, reivindicatorio, resumen)
☒	Dibujos de ser estos pertinentes
☒	Comprobante de pago de las tasas establecidas (de ser el caso formato de descuento)
Completa ☒ Incompleta ☐	

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

☐	Indicación que se solicita Diseño industrial
☐	Datos de identificación del solicitante o de la persona que presenta la solicitud
☐	Representación gráfica y fotográfica del Diseño industrial o muestra del material que incorpora el diseño
☐	Comprobante de pago de las tasas establecidas
Completa ☐ Incompleta ☐	

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

☐	Indicación que se solicita un esquema de trazado
☐	Datos de identificación del solicitante o de la persona que presenta la solicitud
☐	Representación gráfica de un esquema de trazado
☐	Comprobante de pago de las tasas establecidas
Completa ☐ Incompleta ☐	