



No. 11-179430-00000-0000

Fecha: 2011-12-27 16:45:02 Dep. 2020 DIR.NUEVASCR
Tra. 11 PATENTEIYII Evt. 378 FASENACIONALI
Act. 411 PRESENTACION Folios: 84

DELEGATURA PROPIEDAD INDUSTRIAL

División de Nuevas Creaciones

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** _____

DOMICILIO _____

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

74. **APODERADO** _____

JUAN PABLO CADENA SARMIENTO

22. **BOGOTÁ, D.C.** _____



Industria y Comercio
SUPERINTENDENCIA

SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO



No. 11-179430-00000-0000

Fecha: 2011-12-27 16:45:02 Dep. 2020 DIR.NUEVASCR
Tra. 11 PATENTEIYII Eve: 378 FASENACIONALI
Act. 411 PRESENTACION Folios: 84

ción

FORMULARIO ÚNICO DE SÓLICITUD 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, sírvase indicar el número de radicación (del poder).

4

INVENTOR (ES)
(72)

Nombre: **JOHNKE, Andrew, F.; LEWIS, W., Larry; TYLER, L., Don; 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; 220 Princeton Avenue, Midland, TX 79701, 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/US2011/029239

Fecha: 21.03.2011

Publicación Internacional No

WO 2011/123278 A1

Fecha: 06.10.2011

6 Título (54):

PROCESAMIENTO DE GASES DE HIDROCARBUROS

7 Clasificación Internacional (51):

8 Prioridad

(33) País de Origen

(32) Fecha

(31) Número de Solicitud

SI ☒

NO ☐

US

31.03.2010

12/750,862

US

31.03.2010

PCT/US2010/029331

VER HOJA ANEXA

9 Comprobante de pago No. 11-109851, 11-117131, 11-1099006

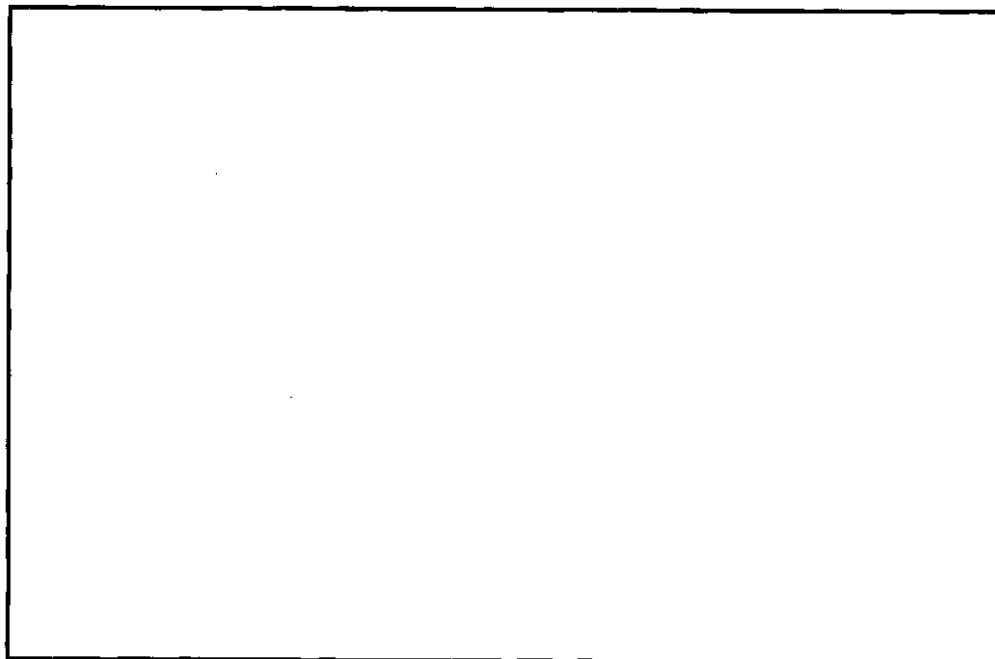
Fecha 27.12.2011

10

ANEXOS

- ☒ Comprobante de pago de la tasa de presentación de la solicitud. \$ 571.000
- ☒ Documento que acredita la existencia y representación legal de la persona jurídica peticionaria, en cuanto no esté inscrita en alguna Cámara de Comercio Colombiana.
- ☒ Poderes, si fuere el caso. Fotocopia autenticada.
- ☐ Documento de cesión del inventor al solicitante o a su causante.
- ☒ 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 \$ 675.000 (25*\$27.000).

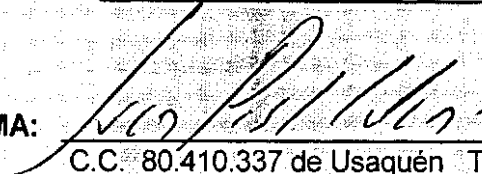
11 FIGURA CARACTERÍSTICA:



12 Solicito la concesión de la patente,

NOMBRE: JUAN PABLO CADENA SARMIENTO

FIRMA:


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

8 Prioridad

(33) País de Origen	(32) Fecha	(31) Número de Solicitud
US	03.05.2010	12/772,472
US	03.05.2010	PCT/US2010/033374
US	17.05.2010	12/781,259
US	17.05.2010	PCT/US2010/035121
US	15.03.2011	13/048,315
US	17.03.2011	PCT/US2011/028872
US	18.03.2011	13/051,682
US	18.03.2011	PCT/US2011/029034
US	21.03.2011	13/052,348
US	21.03.2011	PCT/US2011/029234
US	21.03.2011	13/052,575

AS-119.367 4

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

 Industria y Comercio SUPERINTENDENCIA	RECIBO DE CAJA	No. 11 - 109851
		Bogotá D.C., Noviembre 09 de 2011 - 17:03:34

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	427028103	09/11/2011	39.338.500.00

*** 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. 11-179430-00000-0000

Fecha: 2011-12-27 16:45:02 Dep. 2020 DIR.NUEVASCR
Tra. 11 PATENTEIYII Eve: 378 FASENACIONALI
Act. 411 PRESENTACION Folios: 84

AS. 119367⁵

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

Industria y Comercio SUPERINTENDENCIA	RECIBO DE CAJA	No. 11 - 117131
		Bogotá D.C., Diciembre 02 de 2011 - 07:12:12

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	427028136	01/12/2011	28.387.600.00

*** Conceptos Pagados ***			
CANT. RENTISTICO	CONCEPTO	Vr. UNDITARIO	Vr. CONCEPTO
20 50005-01-01 SOLICITUDES	1607 REIVINDICACION UNITARIA ADICIONAL A LAS 10 INICIALES	27.000.00	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. 11-179430- -00000-0000

Fecha: 2011-12-27 16:45:02 Dep. 2020 DIR.NUEVASCR
Tra. 11 PATENTEIYII Eve: 378 FASENACIONALI
Act. 411 PRESENTACION Folios: 84

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

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

Diciembre 2 de 2011 - 07:12:25

AS. 119.367⁶

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

 Industria y Comercio SUPERINTENDENCIA	RECIBO DE CAJA	No. 11 - 109906
		Bogotá D.C., Noviembre 09 de 2011 - 17:03:34

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	427028103	09/11/2011	39.338.500.00

*** Conceptos Pagados ***			
CANT. RENTISTICO	CONCEPTO	Vr. UNDITARIO	Vr. CONCEPTO
5 50005-01-01 SOLICITUDES	1607 REIVINDICACION UNITARIA ADICIONAL A LAS 10 INICIALES	27.000.00	135.000.00
			\$135.000.00
=====			

SON: **CIENTO TREINTA Y CINCO MIL PESOS MONEDA CORRIENTE**

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

SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO

No. 11-179430- -00000-0000
Fecha: 2011-12-27 16:45:02 Dep. 2020 DIR.NUEVASCR
Tra. 11 PATENTEIYII Eva: 378 FASENACIONALI
Act. 411 PRESENTACION Folios: 84

(51) International Patent Classification:
F25J 3/00 (2006.01)

(21) International Application Number:
PCT/US2011/029239

(22) International Filing Date:
21 March 2011 (21.03.2011)

(25) Filing Language: English

(26) Publication Language: English

(30) Priority Data:
PCT/US2010/029331 31 March 2010 (31.03.2010) US
12/750,862 31 March 2010 (31.03.2010) US
PCT/US2010/033374 3 May 2010 (03.05.2010) US
12/772,472 3 May 2010 (03.05.2010) US
PCT/US2010/035121 17 May 2010 (17.05.2010) US
12/781,259 17 May 2010 (17.05.2010) US
13/048,315 15 March 2011 (15.03.2011) US
PCT/US2011/028872 17 March 2011 (17.03.2011) US
PCT/US2011/029034 18 March 2011 (18.03.2011) US
13/051,682 18 March 2011 (18.03.2011) US
13/052,575 21 March 2011 (21.03.2011) US
PCT/US2011/029234 21 March 2011 (21.03.2011) US
13/052,348 21 March 2011 (21.03.2011) US

(71) Applicants (for all designated States except US): **ORT-LOFF ENGINEERS, LTD.** [US/US]; 415 West Wall, Suite 2000, Midland, TX 79701 (US). **S.M.E. PROD-**

UCTS 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 Street, Beresford, SD 57004 (US). **LEWIS, W., Larry** [US/US]; 5602 Court of Lions, Houston, TX 77069 (US). **TYLER, L., Don** [US/US]; 2200 Princeton Avenue, Midland, TX 79701 (US). **WILKINSON, John, D.** [US/US]; 4113 Tanforan Avenue, Midland, TX 79707 (US). **LYNCH, Joe, T.** [US/US]; 5510 Ashwood Court, Midland, TX 79707 (US). **HUDSON, Hank, M.** [US/US]; 2508 W. Sinclair Avenue, Midland, TX 79705 (US). **CUELLAR, Kyle, T.** [US/US]; 1611 Cottage Point, Katy, TX 77494 (US).

(74) Agents: **RUSSO, Alicia, A.** et al.; Fitzpatrick, Cella, Harper & Scinto, 1290 Avenue of the Americas, New York, NY 10104-3800 (US).

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

[Continued on next page]

(54) Title: HYDROCARBON GAS PROCESSING

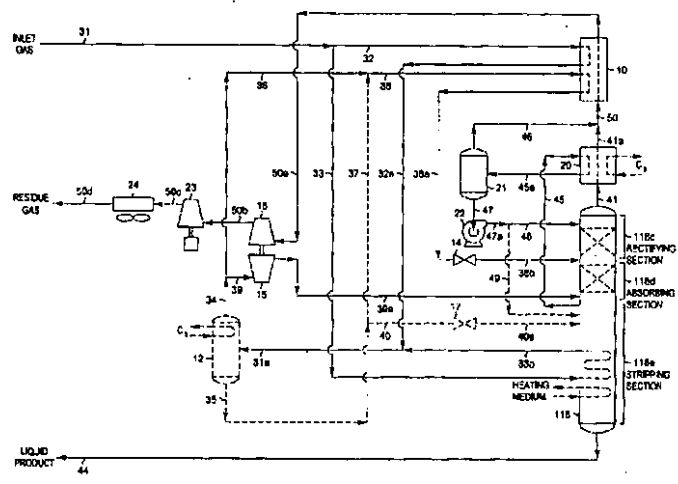


FIG. 13

(57) Abstract: A process and an apparatus are disclosed for a compact processing assembly to recover C₂ (or C₃) components and heavier hydrocarbon components from a hydrocarbon gas stream. The gas stream is cooled and divided into first and second streams. The first stream is further cooled, expanded to lower pressure, and supplied as a feed between two absorbing means. The second stream is expanded to lower pressure and supplied as a bottom feed to the lower absorbing means. A distillation liquid stream from the bottom of the lower absorbing means is heated in a heat and mass transfer means to strip out its volatile components. A distillation vapor stream from the top of the heat and mass transfer means is cooled by a distillation vapor stream from the top of the upper absorbing means, thereby forming a condensed stream that is supplied as a top feed to the upper absorbing means.

WO 2011/123278 A1

WO 2011/123278 A1



SE, SG, SK, SL, SM, ST, SV, SY, TH, TJ, TM, TN, TR, TT, TZ, UA, UG, US, UZ, VC, VN, ZA, ZM, ZW.

EE, ES, FI, FR, GB, GR, HR, HU, IE, IS, IT, LT, LU, LV, MC, MK, MT, NL, NO, PL, PT, RO, RS, SE, SI, SK, SM, TR), OAPI (BF, BJ, CF, CG, CI, CM, GA, GN, GQ, GW, ML, MR, NE, SN, TD, TG).

(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,

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

PROCESAMIENTO DE GASES DE HIDROCARBUROS

ANTECEDENTES DE LA INVENCION

[0001] Esta invención se relaciona con un proceso y un aparato para la separación de un gas que contiene hidrocarburos. Los solicitantes invocan los beneficios bajo el título 35 del código de los Estados Unidos, sección 119(e), de la Solicitud Provisoria de los EEUU precedente número 61/186361, que fue presentada el 11 de Junio de 2009. Los solicitantes también reivindican los beneficios bajo el título 35 del código de los Estados Unidos, sección 120, como una continuación parcial de la Solicitud de Patente de los EEUU No. 13/052,348 presentada el 21 de marzo de 2011, y como una continuación parcial de la Solicitud de Patente de los No. 13/051,682 que fue presentada el 18 de marzo de 2011, y como una continuación parcial de la Solicitud de Patente de los EEUU No. 13/048,315 que fue presentada el 15 de marzo de 2011, y como una continuación parcial de la Solicitud de Patente de los EEUU No. 12/781,259 que fue presentada el 17 de mayo de 2010, y como una continuación parcial de la Solicitud de Patente de los EEUU No. 12/772,472 que fue presentada el 3 de mayo de 2010, y como una continuación parcial de la Solicitud de Patente de los EEUU No. 12/750,862 que fue presentada el 31 de marzo de 2010, y como una continuación parcial de la Solicitud de Patente de los EEUU No. 12/717,394 que fue presentada el 4 de marzo de 2010, y como una continuación parcial de la Solicitud de Patente de los EEUU No. 12/689,616 que fue presentada el 19 de enero de 2010, y como una continuación parcial de la Solicitud de Patente de los EEUU No. 12/372,604 que fue presentada el 17 de febrero de 2009. Los asignados S.M.E. Products LP y Ortloff Engineers, Ltd. fueron miembros de un acuerdo de investigación conjunta que estuvo en efecto antes de realizar la invención de esta solicitud.

[0002] 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.

[0003] La presente 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.

[0004] 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 de hidrocarburos más pesados, tales como los productos líquidos. Esto ha resultado en una demanda de procesos que puedan proveer recuperaciones más eficientes de estos productos, de procesos que puedan proveer recuperaciones eficientes con una menor inversión de capital, y de procesos que puedan adaptarse o ajustarse fácilmente para variar la recuperación de un componente específico por 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 finales deseados, es posible emplear uno de estos procesos o una combinación de ellos.

[0005] En la actualidad, generalmente se prefiere el proceso de expansión criogénica para la recuperación a partir de gas natural condensado, debido a que

provee una simplicidad máxima, junto con facilidad de arranque, flexibilidad operativa, buena eficacia, seguridad y buena confiabilidad. En las Patentes de los EEUU 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; nuevamente concedida la Patente de los EEUU No. 33,408; y la solicitud co-pendiente nos. 11/430,412; 11/839,693; 11/971,491; 12/206,230; 12/689,616; 12/717,394; 12/750,862; 12/772,472; 12/781,259; 12/868,993; 12/869,007; 12/869,139; 12/979,563; 13/048,315; 13/051,682; y 13/052,348 se describen procesos relevantes (aunque en algunos casos, la descripción de la presente se basa en condiciones de procesamiento diferentes de las que se describen en las Patentes de los EEUU citadas).

[0006] 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 desmetanizador). 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.

[0007] 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.

[0008] 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.

[0009] En la forma ideal de operación de un tal proceso de separación, el gas de residuo que abandona el proceso va a contener substancialmente todo el metano en el gas de alimentación, el cual es ninguno de los componentes de

hidrocarburos más pesados, y las fracciones inferiores que abandonan el desmetanizador van a contener substancialmente todos los componentes de hidrocarburos más pesados, con esencialmente ningún metano o componentes volátiles. Sin embargo, en la práctica, esta situación ideal no es obtenida porque los desmetanizadores convencionales son mayormente operados como una columna de separación o desmetanización. Por lo tanto, el producto de metano del proceso comprende típicamente vapores que abandonan la fase de fraccionamiento superior de la columna, junto con los vapores que no son sometidos a ningún paso de rectificación. Debido a que la alimentación del líquido superior contiene cantidades substanciales de los componentes C_3 y C_4+ y de los componentes de hidrocarburos más pesados, ocurren pérdidas considerables de estos componentes, resultando en los vapores que abandonan la fase de fraccionamiento superior del desmetanizador, en el equilibrio correspondiente de las cantidades de los componentes C_3 y C_4 , y de los componentes de hidrocarburos más pesados. Si los vapores que se elevan pueden llevarse en contacto con una cantidad significativa de líquido (re-flujo) capaz de absorber los componentes C_3 y C_4 , y de los componentes de hidrocarburos más pesados, se podría reducir significativamente la pérdida de estos componentes desde los vapores.

[0010] En años recientes, los procesos preferidos para la separación de hidrocarburos usaban una sección superior de absorción para proporcionar la rectificación adicional de los vapores que se elevan. Un método para generar una corriente de re-flujo para la sección superior de rectificación, es mediante el uso de la extracción lateral de los vapores que se elevan, en una porción inferior de la torre. Debido a las concentraciones relativamente altas de los componentes C_2 en los vapores inferiores en la torre, se puede condensar en esta corriente lateral extraída una cantidad significativa de líquido, sin elevar su presión, generalmente sólo usando la refrigeración disponible en el vapor frío que abandona la sección superior de rectificación. Este líquido condensado, el cual es predominantemente un líquido de metano y etano, puede entonces ser usado para absorber los componentes C_3 y C_4 y de los hidrocarburos más pesados, a partir de los vapores que se elevan a través de la sección de rectificación superior y capturando así estos componente valiosos en el producto líquido inferior del desmetanizador. La

Solicitud de Patente de los EE.UU No. 7,191,617 es un ejemplo de un proceso de este tipo.

[0011] 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.

[0012] De acuerdo con la presente, se ha descubierto que es posible obtener recuperaciones de los componentes C_3 y C_4 + superiores a 99%, sin la necesidad del bombeo de la corriente de re-flujo para el desmetanizador, sin pérdida en la recuperación del componente C_2 . La presente invención proporciona la ventaja adicional de ser capaz de mantener la recuperación de los componentes C_3 y C_4 + superiores del 99%, mientras que la recuperación de los componentes C_2 es ajustada desde los valores altos a los bajos. Adicionalmente, la presente invención hace posible esencialmente la separación del metano en un 100% (o de los componentes C_2) y de los componentes livianos a partir de los componentes C_2 (o de los componentes C_3) y los componentes de hidrocarburos 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, 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, bajo condiciones donde se necesitan temperaturas en la cabeza de la columna de recuperación de NGL de -50°F [-46°C] o menores.

[0013] Para obtener una mejor comprensión de la presente, se hará referencia a los siguientes ejemplos y figuras. Las figuras se describen a continuación:

[0014] La FIG. 1 es un diagrama de flujo de una planta de procesamiento de gas natural de los antecedentes técnicos, de acuerdo con la Patente de los EEUU N° 7,191,617;

[0015] La FIG. 2 es un diagrama de flujo de una planta de procesamiento de gas natural de acuerdo con la presente; y

[0016] Finalmente, las FIG. 3 a 13 son diagramas de flujo donde se ilustra el medio alternativo de aplicación de la presente a una corriente de gas natural.

[0017] 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 aquí presentadas, por razones de conveniencia, los valores de los caudales (en moles por hora) fueron redondeados hasta el valor entero más cercano. Las porciones de los caudales totales que se detallan en las tablas incluyen todos los componentes no hidrocarburos y que son generalmente más elevados que la suma de las proporciones de los caudales de flujo para 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 (o hacia) el entorno hacia (o desde) el proceso. La calidad de los materiales aislantes comerciales disponibles permite que esta sea una suposición muy razonable y típicamente muy común entre aquellos versados en el arte.

[0018] Por razones de conveniencia, los parámetros del proceso se reportan en ambos, tanto en las unidades británicas tradicionales como en las unidades del sistema internacional de unidades (SI). Las proporciones de los

caudales molares indicados en las tablas pueden interpretarse ya sea como libras moles por hora o como kilogramos moles por hora. Los consumos de energía reportados 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 reportados como kilovatios (kW) corresponden a los caudales molares definidos en kilogramos moles por hora.

DESCRIPCION DEL ARTE PREVIO

[0019] La FIG. 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° 7,191,617. 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 pre-tratamiento apropiado de la alimentación del gas (no ilustrado). Además, la corriente de alimentación habitualmente es deshidratada para prevenir la formación de hidrato (hielo) bajo condiciones criogénicas. Para ello típicamente se emplea un desecador sólido.

[0020] La corriente de alimentación **31** se divide en dos porciones, las corrientes **32** y **33**. La corriente **32** se enfría a -32°F [-36°C] en el intercambiador de calor **10** por medio del intercambio de calor con el gas residual frío **50a**, mientras que la corriente **33** se enfría a -18°F [-28°C] en el intercambiador de calor **11** por medio del intercambio de calor con los líquidos del calderín en el desmetanizador a 50°F [10°C] (corriente **43**) y los líquidos del calderín colateral a -36°F [-38°C] (corriente **42**). Las corrientes **32a** y **33a** se re combinan para formar la corriente **31a**, que ingresa en el separador **12** a -28°F [-32°C] y a 893 psia [6155 kPa(a)], donde el vapor (la corriente **34**) se separa del líquido condensado (la corriente **35**). El separador del líquido (corriente **35**) es expandida a la presión de operación (aproximadamente 401 psia [2,765 kPa(a)]) de la torre de fraccionamiento **18** mediante la válvula de expansión **17**, la corriente de

enfriamiento **35a** a -52°F [-46°C] antes de ser suministrada a la torre de fraccionamiento **18** a un punto medio de alimentación en la columna.

[0021] El vapor (la corriente **34**) del separador **12** se divide en dos corrientes, **38** y **39**. La corriente **38**, que contiene aproximadamente 32% del vapor total, pasa a través del intercambiador del calor **13** en la relación de intercambio de calor con la corriente de gas fría **50** en donde es enfriada a condensación substancial. La corriente combinada condensada resultante **38a** -130°F [-90°C] es entonces expandida destelladamente a través de la válvula de expansión **14** a la presión de operación de la torre de fraccionamiento **18**. Durante la expansión, una porción de la corriente es vaporizada, resultando en el enfriamiento del total de la corriente. En el proceso ilustrado en la FIG. 1, la corriente expandida **38b** que abandona la válvula de expansión **14** alcanza una temperatura de -140°F [-96°C] y es suministrada a la torre de fraccionamiento **18** a un punto medio de alimentación en la columna.

[0022] El 68% 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 -94°F [-70°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 a menudo se usa para hacer funcionar un compresor centrífugo (tal como el elemento **16**), que puede usarse, por ejemplo, para comprimir nuevamente la corriente de gas residual calentada (corriente **50b**). Después, la corriente expandida parcialmente condensada **39a** es suministrada como alimentación en la torre de fraccionamiento **18**, en un punto de alimentación ubicado en la mitad de la columna.

[0023] 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 a menudo es el caso en las plantas de procesamiento de gas natural, la torre de fraccionamiento puede consistir en dos secciones: La

sección superior de absorción **18a** (rectificación) que contiene las bandejas y/o empaquetamiento, para proporcionar el contacto necesario entre la porción de vapor de las corrientes expandidas **38b** y **39a**, elevando hacia arriba y el líquido enfriado cae hacia abajo y absorber los componentes C_2 y C_3 , y los componentes más pesados; y la sección de fraccionamiento inferior (desmetanizador) **18b** que contiene las bandejas y/o empaquetamiento para proporcionar el contacto necesario entre los líquidos que caen hacia abajo y los vapores que se elevan hacia arriba. La sección desmetanizadora **18b** también incluye calderines (tal como el calderín y el calderín lateral anteriormente descrito) el cual calienta y vaporiza una porción de los líquidos que fluyen hacia debajo de la columna para proporcionar los vapores de fraccionamiento que fluyan hacia arriba la columna, para fraccionar el líquido de productos (corriente **44**) de metano y de componentes livianos. La corriente de líquido de productos **44** sale por el inferior de la torre a 74°F [23°C], basado en una especificación típica de una proporción de metano a etano de 0.010:1 sobre la base de una masa en el fondo del producto.

[0024] Una porción del vapor de destilación (corriente **45**) es desechado desde la región superior de la sección de fraccionamiento o desmetanización **18b**. Esta corriente es entonces enfriada desde -109°F [-78°C] a -134°F [-92°C] y parcialmente condensada (corriente **45a**) en el intercambiador de calor **20** mediante el intercambio de calor con la corriente fría de la cabeza del desmetanizador **41** la cual sale de la parte superior del desmetanizador **18** a -139°F [-95°C]. La corriente fría de la cabeza del desmetanizador es calentada ligeramente a -134°F [-92°C] (corriente **41a**) a medida que enfría y condensa por lo menos una porción de la corriente **45**.

[0025] La presión de operación en el separador de re-flujo **21** (398 psia [2,748 kPa(a)]) es mantenido ligeramente por debajo de la presión de operación del desmetanizador **18**. Esto proporciona la fuerza de dirección que ocasiona que la corriente de vapor de destilación **45** fluya a través del intercambiador de calor **20** y luego al separador del re-flujo **21** en donde el líquido condensado (corriente **47**) es separado desde cualquier vapor sin condensar (corriente **46**). La corriente **46** se combina entonces con la corriente caliente de la cabeza del desmetanizador **41a** desde el intercambiador de calor **20** para formar la corriente de gas residual frío **50** a -134°F [-92°C].

[0026] La corriente líquida **47** del separador del re-flujo **21** es bombeada por una bomba **22** a una presión ligeramente por encima de la presión de operación del desmetanizador **18**, y la corriente **47a** es entonces suministrada como una alimentación fría a la parte superior de la columna (reflujo) al desmetanizador **18**. Este reflujo de líquido frío absorbe y condensa los componentes C_3 y los componentes más pesados, que se elevan en la parte superior de rectificación de la sección de absorción **18a** del desmetanizador **18**.

[0027] La corriente de vapor de destilación que se forman en la cabeza de la torre (corriente **41**) es calentada en el intercambiador de calor **20** ya que proporciona enfriamiento a la corriente de destilación **45** como se describió anteriormente, luego combina la corriente **46** para formar la corriente fría de gas residual **50**. El gas residual pasa contracorriente al gas de alimentación que está entrando en el intercambiador de calor **13** en donde es calentada a -46°F [-44°C] (corriente **50a**) y en el intercambiador de calor **10** en donde es calentada a 102°F [39°C] (corriente **50b**) a medida que se proporciona el enfriamiento arriba descrito. El gas residual es entonces re-comprensado en dos fases. La primera fase es el compresor **16** dirigido por la máquina de la expansión **15**. La segunda fase es el compresor **23** dirigido por una fuente de poder suplementaria, que comprime el gas residual (corriente **50d**) a la presión de la línea para ventas. Después del enfriamiento a 110°F [43°C] en el enfriador de descarga **24**, la corriente de gas residual **50e** fluye hacia la tubería de gas para venta a 915 psia [6,307 kPa(a)], suficientemente para lograr los requerimientos de la tubería (habitualmente en el orden de la presión de entrada).

[0028] En la siguiente tabla se presenta un resumen de los caudales y del consumo de energía para el proceso que se ilustra en la FIG. 1:

Tabla I
(FIG. 1)
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
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
38	3,963	163	58	25	4,310
39	8,232	338	121	52	8,951
41	11,687	74	2	0	11,967
45	936	34	2	0	1,000
46	702	8	0	0	723
47	234	26	2	0	277
50	12,389	82	2	0	12,690
44	9	464	231	229	1,036

Recuperaciones*

Etano	85.00%
Propano	99.11%
Butanos+	99.99%

Energía

Compresión del gas residual	5,548	HP	[9,121	kW]
Bomba de Re-flujo	1	HP	[2	kW]
Totales	5,549	HP	[9,123	kW]

* (Basadas en valores de caudal no redondeados)

DESCRIPCIÓN DE LA INVENCION

[0029] En la FIG. 2 se ilustra un diagrama de flujo de un proceso de acuerdo con la presente invención. La composición del gas de alimentación y las condiciones consideradas en el proceso que se presenta en la FIG. 2 son iguales a los de la FIG. 1. Por consiguiente, el proceso de la FIG. 2 puede compararse con el proceso de la FIG. 1 para ilustrar las ventajas de la presente invención.

[0030] En la simulación del proceso de la FIG. 2, 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 gas residual desde la sección de condensación **118b** dentro del dispositivo de procesamiento **118**, que ha sido calentado en el medio intercambiador de calor en la región inferior 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 -30°F [-35°C].

[0031] La segunda porción, la corriente **33**, ingresa en un medio de transferencia de calor y de masa en la sección de desmetanización **118e**, dentro del dispositivo de procesamiento **118**. Este medio de transferencia de calor y de masa también 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 de masa está configurado para proveer una corriente de intercambio de calor **33**, que fluye desde un pasaje del medio de transferencia de calor y de masa, y una corriente de líquido de destilación, que fluye hacia abajo desde la sección de absorción **118d** dentro del dispositivo de procesamiento **118**, de modo que corriente **33** se enfría mientras se calienta la corriente de líquido de destilación, lo que resulta en el enfriamiento de la corriente **33a** a -42°F [-41°C] antes de que salga del medio de transferencia de calor y de masa. A medida que se calienta la corriente de líquido de 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 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 **44**.

[0032] Las corrientes **32a** y **33a** se re combinan para formar la corriente **31a**, que ingresa en la sección de separación **118f** dentro del dispositivo de procesamiento **118** a -34°F [-37°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 de separación **118f** tiene una cabeza interna u otro medio para separarla de la sección de desmetanización **118e**, de modo que dos secciones dentro del dispositivo de procesamiento **118** pueden operar a presiones diferentes.

[0033] El vapor (la corriente **34**) y el líquido (corriente **35**) de la sección de separación **118f** se dividen cada uno en dos corrientes, **36** y **39** y las corrientes **37** y **40**, respectivamente. La corriente **36**, que contiene aproximadamente 31% del vapor total, se combina con la corriente **37**, que contiene aproximadamente 50% del líquido total 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 intercambiador de calor está configurado para proveer el intercambio de calor entre la corriente **38**, que fluye desde un pasaje del medio intercambiador de calor, y la corriente de gas residual, que proviene de la sección de condensación **118b**, de modo que la corriente **38** se enfría hasta obtener una condensación sustancial, mientras que la corriente de gas residual se calienta.

[0034] Posteriormente, la corriente sustancialmente condensada **38a** se expande instantáneamente a -128°F [-89°C] a través de la válvula de expansión **14**, a la presión de operación (aproximadamente 402 psia [2772 kPa(a)]) de la sección de rectificación **118c** (un medio de absorción) y la sección de absorción **118d** (otro medio de absorción), dentro del dispositivo de procesamiento **118**. Durante la expansión se puede vaporizar una porción de la corriente, lo que resulta en el enfriamiento de la corriente total. En el proceso que se ilustra en la FIG. 2, la corriente expandida **38b** que sale de la válvula de expansión **14** alcanza una temperatura de -139°F [-95°C] y se suministra al dispositivo de

procesamiento **118** entre la sección de rectificación **118c** y la sección de absorción **118d**.

[0035] El 69% remanente del vapor de la sección de separación **118f** (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 **118d**, donde el trabajo de expansión enfría la corriente expandida **39a** a una temperatura de aproximadamente -100°F [-73°C]. Después, la corriente expandida parcialmente condensada **39a** se suministra como alimentación en la región inferior de la sección de absorción **118d** dentro del dispositivo de procesamiento **118** a ser contactado por los líquidos suministrados a la región superior de la sección de absorción **118d**. El 50% del resto del líquido de la sección de separación **118f** (corriente **40**) es expandida a la presión de operación de la sección de fraccionamiento o desmetanización **118e** dentro del dispositivo de procesamiento **118** a través de la válvula de expansión **17**, la corriente de enfriamiento **40a** a -60°F [-51°C]. El medio de transferencia de calor y masa en la sección de fraccionamiento **118e** es configurada en las partes superiores e inferiores, tal que la corriente líquida expandida **40a** pueda introducirse a la sección de fraccionamiento o desmetanizadora **118e** entre las dos partes.

[0036] Una porción del vapor de destilación (la primera corriente de destilación **45**) es desechada desde la parte superior de la sección de fraccionamiento **118e** a -95°F [-71°C] y es dirigida a un medio de intercambio de calor en la sección de condensación **118b** dentro del dispositivo de procesamiento **118**. Este medio de intercambio de calor puede así mismo comprender 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 intercambio de calor es configurado para proporcionar intercambio de calor entre la primera corriente de vapor de destilación **45** fluyendo a través de un pasaje en el medio de intercambio de calor y una segunda corriente de destilación de vapor que surge desde la sección de rectificación **118c** dentro del dispositivo de procesamiento **118** tal que la segunda

corriente de vapor de destilación es calentada, mientras enfría la primera corriente de vapor de destilación **45**. La corriente **45** es enfriada a -134°F [-92°C] y por lo menos condensada parcialmente, y después sale del medio de intercambio de calor siendo separada en sus respectivas fases de vapor y líquidos. La fase de vapor (si hay alguna) se combina con la segunda corriente de vapor de destilación calentada que sale del medio de intercambio de calor para formar la corriente de gas residual la cual proporciona enfriamiento en la sección de alimentación del enfriamiento **118a** tal como se ha descrito anteriormente. La fase líquida (corriente **48**) es suministrada mediante un flujo de gravedad, como una alimentación fría en el superior de la columna (reflujo) a la región superior de la sección de rectificación **118c** dentro del dispositivo de procesamiento **118**.

[0037] La sección de rectificación **118c** y la sección de absorción **118d** contiene cada una un medio de absorción que consiste en una pluralidad de bandejas espaciadas verticalmente, uno o más lechos empaquetados, o algunas combinaciones de bandejas y empaquetamiento. Las bandejas y/o los empaquetamientos en la sección de rectificación **118c** y en la sección de absorción **118d** proporcionan el contacto necesario entre los vapores que se elevan hacia arriba y el líquido frío que cae hacia abajo. La porción líquida de la corriente expandida **39a** se combina con los líquidos que descienden desde la sección de absorción **118d**, y el líquido combinado sigue descendiendo hacia la sección de desmetanización **118e**. Los vapores de separación que provienen de la sección de desmetanización **118d** se combinan con la porción de vapor de la corriente expandida **39a** y ascienden a través de la sección de absorción **118c** para tomar contacto con el líquido descendiente, para condensar y absorber los componentes C_2 , los componentes C_3 y los componentes más pesados de estos vapores. Los vapores que surgen desde la sección de absorción **118d** se combinan con cualquier porción de vapor de la corriente expandida **38b** y surge hacia arriba a través de la sección de rectificación **118c**, para ser contactado con el líquido frío (corriente **48**) que cae hacia abajo, para condensar y absorber la mayor cantidad de los componentes C_3 y los componentes más pesados remanentes en estos vapores. La porción líquida de la corriente expandida **38b** se combina con los líquidos que caen hacia abajo desde la sección de rectificación **118c** y el líquido combinado continúa bajando hacia la sección de absorción **118d**.

[0038] El líquido de destilación que fluye hacia abajo desde el medio de transferencia de calor y masa en la sección de separación **118e** dentro del dispositivo de procesamiento **118** ha sido separado en metano y los componentes livianos. El líquido de producto resultante (corriente **44**) sale de la región inferior de la sección de separación **118e** y abandona el dispositivo de procesamiento **118** at 74°F [23°C]. La segunda corriente de destilación de vapor que se eleva desde la sección de rectificación **118c**, prevista como la corriente de enfriamiento **45**, tal como se describió anteriormente, es calentada en la sección de condensación **118b**. La segunda corriente de vapor de destilación combinada con cualquier vapor separado de la primera corriente de vapor de destilación **45** tal como se ha descrito anteriormente. A medida que la corriente de gas residual **50** abandona el dispositivo de procesamiento **118** a 104°F [40°C], la corriente de gas residual es calentada en la sección de alimentación del enfriamiento **118a** ya que proporciona enfriamiento a las corrientes **32** y **38** tal como se ha descrito anteriormente. Posteriormente, el gas residual se comprime nuevamente en dos etapas, el compresor **6**, operado por la máquina de expansión **15**, y el compresor **23**, operado por una fuente de energía suplementaria. La corriente de gas residual **50c** después del enfriamiento a 110°F [43°C] en el enfriador de descarga **24**, fluye a las tuberías de gas para la venta a 915 psia [6,307 kPa(a)], lo cual es suficiente para los requerimientos de las tuberías (generalmente en el orden de la presión de entrada).

[0039] En la siguiente tabla se presenta un resumen de los caudales y del consumo de energía para el proceso ilustrado en la:

Tabla II
(FIG. 2)
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
32	8,679	382	163	160	9,608
33	3,719	164	70	69	4,118
34	12,150	492	171	69	13,190
35	248	54	62	160	536
36	3,791	153	53	21	4,115
37	124	27	31	80	268
38	3,915	180	84	101	4,383
39	8,359	339	118	48	9,075
40	124	27	31	80	268
45	635	34	2	0	700
48	302	30	2	0	357
49	0	0	0	0	0
50	12,389	82	2	0	12,688
44	9	464	231	229	1,038

Recuperaciones*

Etano	85.03%
Propano	99.16%
Butanos+	99.98%

Energía

Compresión del gas residual	5,274	HP	[8,670	kW]
-----------------------------	-------	----	---------	-----

* (Basadas en valores de caudal no redondeados)

[0040] Al compararse las tablas I y II, se observa que con la presente se mantienen esencialmente las mismas recuperaciones que con los antecedentes técnicos, esencialmente la misma recuperación de etano (85.03% versus 85.00% para el arte previo), se mejora ligeramente la recuperación de propano, desde 99.11% a 99.16%, y se mantiene esencialmente la misma para la recuperación de los butanos+ (99.98% versus 99.99% para el arte previo). Sin embargo, al continuar con la comparación entre las tablas I y II, 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 etano recuperado por unidad de energía), la presente representa una mejora de prácticamente 5% en comparación con el proceso de los antecedentes técnicos, que se representa en la FIG. 1.

[0041] La mejora en la eficiencia de la recuperación provista por la presente invención en comparación con el proceso de los antecedentes técnicos, que se representa en la FIG. 1, se debe primariamente a dos factores. Primero, la disposición compacta del medio intercambiador de calor en la sección de enfriamiento de la alimentación **118a** y el medio de condensación **118b** y el medio de transferencia de calor y de masa en la sección de desmetanización **118e** dentro del dispositivo de procesamiento **118** permiten eliminar la caída de presión que provoca la tubería de interconexión que hay en las plantas de procesamiento convencionales. El resultado es que el gas residual que fluye al compresor **16** está en la presente invención a una presión significativamente mayor en comparación con los antecedentes técnicos, lo que permite reducir la energía requerida por la presente invención, para restablecer el gas residual a la presión de la tubería.

[0042] Segundo, mediante el uso del medio de transferencia de calor y de masa en la sección de desmetanización **118e** para calentar simultáneamente el líquido de destilación que sale de la sección de absorción **118d** mientras se permite que los vapores resultantes tomen contacto con el líquido, con el fin de separar sus componentes volátiles, se obtiene una mayor eficiencia que al usar una columna de destilación convencional con calderines externos. Los componentes volátiles son separados continuamente del líquido, reduciendo más rápidamente la concentración de los componentes volátiles en los vapores separados, y por ende mejorando la eficiencia de la separación de la presente invención.

[0043] La presente presenta dos ventajas adicionales en comparación con los antecedentes técnicos, además del incremento en la eficiencia del procesamiento. Primero, la disposición compacta del dispositivo de procesamiento **118** de la presente permite reemplazar las ocho piezas de equipo de los antecedentes técnicos (los intercambiadores de calor **10**, **11**, **13** y **20**; el separador **12**, el separador de re-flujo **21**, la bomba del re-flujo **22** y la torre de fraccionamiento **18** en la FIG. 1) por una sola pieza (el dispositivo de procesamiento **118** en la FIG. 2). De esta manera se reducen los requerimientos de espacio y se elimina la tubería de interconexión, con lo que se reduciría el costo de capital de una planta de procesamiento donde se empleara la presente

invención, en comparación con los antecedentes técnicos. Segundo, la eliminación de la tubería de interconexión resultaría en la presencia de menos conexiones soldadas en una planta de procesamiento donde se empleara la presente, en comparación con los antecedentes técnicos, de modo tal que se reduciría la cantidad de fuentes de pérdidas potenciales 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.

Otras Configuraciones

[0044] Ciertas circunstancias pueden favorecer la eliminación de la sección de enfriamiento de la alimentación **118a** y de la sección de condensación **118b**, del dispositivo de procesamiento **118**, y el uso de uno o más medios de intercambiador de calor externo al dispositivo de procesamiento para el enfriamiento de la alimentación y la condensación de re-flujo, como por ejemplo el intercambiador de calor **10** y **20** que se muestra en las Figuras 10 a 13. Una disposición con dichas características permite que el dispositivo de procesamiento **118** sea más pequeño, lo cual en ciertos casos puede reducir el costo total de la planta y/o en algunos casos acortar la agenda de producción. Nótese que en todos los casos los intercambiadores **10** y **20** son representativos ya sea de una pluralidad de intercambiadores de calor individuales o un único intercambiador de calor multipasos, o cualquier combinación de los mismos. Cada uno de dichos intercambiadores de calor puede comprender un intercambiador de calor del tipo de tubo y aletas, a intercambiador de calor del tipo de placas, a intercambiador de calor del tipo de aluminio soldado, u otro tipo de dispositivo para la transferencia de calor, incluyendo a intercambiadores de calor multipasos y/o multiservicios. En algunos casos, puede ser ventajoso el combinar el enfriamiento de la alimentación y la condensación de re-flujo en un intercambiador de calor multi-servicio único. Con el dispositivo de intercambiador de calor externo **20**, el separador de re-flujo **21** y la bomba **22** se va a necesitar típicamente separar la corriente de líquido

condensado **47** y la entrega de por lo menos una porción de éste, como un reflujo, a la sección de rectificación **118c**.

[0045] Como se describió con anterioridad para la configuración de la presente invención mostrada en la FIG. 2, la primera corriente de vapor de destilación **45** es condensada parcialmente, y el condensado resultante usado para absorber los componentes C_3 valiosos y los componentes más pesados, a partir de los vapores que surgen a través de la sección de rectificación **118c** del dispositivo de procesamiento **118**. Sin embargo, la presente invención no se limita a esta configuración. En la práctica, en donde otras consideraciones del diseño indican que porciones de los vapores o del condensado deberían atravesar la sección de rectificación **118c** y/o la sección de absorción **118d** del dispositivo de procesamiento **118**, puede ser ventajoso, tratar sólo una porción de estos vapores de este modo, o de usar sólo una porción del condensado como un absorbente. En algunas circunstancias puede favorecer la condensación total, en vez de la condensación parcial, de la primera corriente de vapor de destilación **45** en la sección de condensación **118b**. En otras circunstancias, puede favorecer que la primera corriente de vapor de destilación **45** sea un vapor totalmente desechado lateralmente desde la sección de separación **118e** en vez de un vapor parcialmente desechado lateralmente. Se debe notar igualmente, que dependiendo de la composición de la corriente del gas de alimentación, podría ser ventajoso el uso de una refrigeración externa, para proporcionar el enfriamiento parcial de la primera corriente de vapor de destilación **45** en la sección de condensación **118b** (FIGS. 2 a través de 9) o el intercambiador de calor **20** (FIGS. 10 a través 13).

[0046] Si el gas de alimentación es más rico, la cantidad de líquido separado en la corriente **35** puede ser suficientemente pequeño para colocar una zona de transferencia de masa adicional en la sección de desmetanización **118e**, entre la corriente expandida **39a** y la corriente de líquido expandido **40a**, como se ilustra en las FIGS. 2, 4, 6, 8, 10 y 12 no se justifica. En estos casos, el medio de transferencia de calor y de masa en la sección de desmetanización **118e** puede configurarse como una sección única, con la corriente de líquido expandido **40a** siendo introducida por encima del medio de transferencia de masa, como es mostrado en las FIGS. 3, 5, 7, 9, 11, y 13. Como se ilustra con líneas punteadas, algunas circunstancias pueden favorecer la combinación de una porción de la

corriente del líquido expandido **40a** con la corriente expandida **39a** y posteriormente suministrar la corriente combinada expandida como una alimentación única, a la parte inferior de la sección de desmetanización **118d**. Algunas circunstancias pueden favorecer el suministrar toda la corriente líquida **35** directamente a la sección de separación **118e** a través de la corriente **40**, o combinar toda la corriente líquida **35** con la corriente **36** a través de la corriente **37**. En el caso anterior, no hay in flujo en la corriente **37** (tal como se muestra por las líneas punteadas en las FIGS. 2 a través de la 13) y sólo fluye el vapor en la corriente **36** desde la sección de separación **118f** (FIGS. 2 a través de la 5, 10, y 11) o desde el separador **12** (FIGS. 6 a través de 9, 12, y 13) a la corriente **38**. En el último caso, no es necesario el dispositivo de expansión para la corriente **40** (tal como la válvula de expansión **17**) (tal como se muestra mediante las líneas punteadas en las FIGS. 3, 5, 7, 9, 11, y 13).

[0047] En algunas circunstancias, puede ser ventajoso el uso de un recipiente separador externo para enfriar la alimentación de la corriente **31a**, en vez de incluir la sección del separador **118f** en el dispositivo de procesamiento **118**. Como es mostrado en las FIGS. 6 a las 9, 12, y 13, el separador **12** puede ser usado para separar la alimentación de la corriente fría **31a** en el vapor de la corriente **34** y en la corriente líquida **35**.

[0048] En algunas circunstancias puede favorecer el uso de la segunda porción enfriada (corriente **33a** en las FIGS. 2 a la 13) en lugar de la primera porción (corriente **36**) del vapor de la corriente **34** para formar corriente **38** que fluye al medio de intercambio de calor en la región inferior de la sección de alimentación del enfriado **118a** (FIGS. 2 a la 9) o el intercambiador de calor **20** (FIGS. 10 a la 13). En tales casos, solo la primera porción enfriada (corriente **32a**) es suministrada a la sección del separador **118f** (FIGS. 2 a la 5, 10, y 11) o del separador **12** (FIGS. 6 a la 9, 12, y 13), y todo el vapor de la corriente resultante **34** es suministrado a la máquina de expansión de trabajo **15**.

[0049] Dependiendo de la cantidad de hidrocarburos más pesados en la alimentación del gas y la presión de la alimentación del gas, la corriente de alimentación enfriada **31a** que entra en la sección del separador **118f** en las FIGS. 3, 5, y 11 o el separador **12** en las FIGS. 7, 9, y 13 pueden contener ningún líquido (porque se encuentra por encima de su punto de rocío, o porque

está por encima de su barra de criconden). En tales casos, no hay líquido en las corrientes **35** y **37** (tal como se muestra por las líneas punteadas), tal que sólo fluye a la corriente **38** el vapor de la sección del separador **118f** en la corriente **36** (FIGS. 3, 5, y 11) o el vapor desde el separador **12** en la corriente **36** (FIGS. 7, 9, y 13), para volver la corriente expandida substancialmente condensada **38b** suministrada al dispositivo de procesamiento **118** entre la sección de rectificación **118c** y la sección de absorción **118d**. En tales circunstancias, puede no requerirse la sección del separador **118f** en el dispositivo de procesamiento **118** (FIGS. 3, 5, y 11) o en el separador **12** (FIGS. 7, 9, y 13).

[0050] Las condiciones del gas de alimentación, el tamaño de la planta, el equipo disponible, u otros factores puede indicar que es posible la eliminación de la máquina de expansión de trabajo **15**, o la sustitución con un dispositivo alternativo de expansión (tal como una válvula de expansión). A pesar de que se la expansión de la corriente es representada en los dispositivos e expansión particular, se pueden emplear donde es apropiado medios de expansión. Por ejemplo, las condiciones pueden garantizar la expansión de trabajo de la porción substancialmente condensada de la corriente de alimentación (corriente **38a**).

[0051] Según la presente invención, se pueden emplear el uso de refrigeración externa para complementar el enfriamiento disponible a la entrada del gas desde las corrientes de destilación de vapor y de líquido, particularmente en el caso de un gas de entrada rico. En tales casos, puede incluirse en la sección del separador **118f** un medio de transferencia de calor y masa (o un medio de colección del gas cuando la corriente de alimentación enfriada **31a** no contiene líquido) tal como se muestra por las líneas punteadas de las FIGS. 2 a las 5, 10, y 11, o se puede incluir en el separador **12** un medio de transferencia de calor y masa, tal como se muestra con líneas punteadas en las FIGS. 6 a las 9, 12, y 13. Este medio de transferencia de calor y masa puede estar comprendido de un intercambiador de calor del tipo de tubo y aletas, a intercambiador de calor del tipo de placas, a intercambiador de calor del tipo de aluminio soldado, u otro tipo de dispositivo para la transferencia de calor, incluyendo a intercambiadores de calor multipasos y/o multiservicios. El medio de transferencia de calor y masa es configurado para proporcionar el intercambio de calor entre una corriente refrigerante (por ejemplo, el propano) fluyendo a través de un pasaje del medio de

transferencia de calor y masa y la porción del vapor de la corriente **31a** que fluye hacia arriba, tal que el refrigerante enfríe adicionalmente el vapor y condense el líquido adicional, que cae hacia abajo, para volverse parte del líquido removido en la corriente **35**. Alternativamente, se podría usar enfriadores de gas convencionales con refrigerantes, para enfriar la corriente **32a**, la corriente **33a**, y /o la corriente **31a** antes de que la corriente **31a** entre en la sección del separador **118f** (FIGS. 2 hasta 5, 10, y 11) o el separador **12** (FIGS. 6 hasta 9, 12, y 13).

[0052] Dependiendo de la temperatura y la riqueza del gas de alimentación y de la cantidad de los componentes C_2 que se deseara recuperar en la corriente del producto líquido **44**, podría no haber suficiente calor disponible en la corriente **33** para provocar la salida del líquido de la sección de desmetanización **118e** para cumplir con las especificaciones del producto. En estos casos, el medio de transferencia de calor y de masa en la sección de desmetanización **118e** puede incluir provisiones para proveer un calentamiento adicional – donde el medio de calentamiento está representado por las líneas punteadas en las FIG. 2 a 13. De forma alterna, podría incluirse otro medio de transferencia de calor y de masa en la región inferior de la sección de desmetanización **118e** para proveer un calentamiento adicional, o podría calentarse la corriente **33** con el medio de calentamiento antes de suministrarla en el medio de transferencia de calor y de masa en la sección de desmetanización **118e**.

[0053] 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**, y/o en la sección de condensación **118b** en las FIGS. 2 a la 9, 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**, la corriente **45** y cualquier corriente de vapor separada de la corriente de enfriamiento **45**, y de la segunda corriente de destilación de vapor, con el fin de lograr el enfriamiento y el calentamiento deseado.

[0054] Algunas circunstancias pueden favorecer proveer una transferencia de masa adicional en la región superior de la sección de desmetanización **118d**.

En estos casos, puede haber un medio de transferencia de masa localizado en un punto debajo del ingreso de la corriente expandida **39a** el cual entra en la región inferior de la sección de absorción **118d** y por encima, en donde la segunda porción enfriada **33a** abandona los medios de transferencia de calor y de masa en la sección de desmetanización **118e**.

[0055] Una opción menos preferida para las realizaciones de las FIG. 2 a 5, 10 y 11 de la presente invención comprende proveer un recipiente separador para la primera porción enfriada **32a**, y un recipiente separador para la segunda porción enfriada **33a**, combinar las corrientes de vapor separadas allí, para formar la corriente de vapor **34**, y combinar las corrientes de líquido separadas allí para formar la corriente de líquido **35**. Otra opción menos preferida para la presente invención comprende enfriar la corriente **37** en un medio intercambiador de calor separado dentro de la sección enfriamiento de la alimentación **118a** en las FIGS. 2 a la 9 o un pasaje separado en el intercambiador de calor **20** en las FIGS. 10 a 13 (en vez de combinar la corriente **37** con la corriente **36** para formar la corriente combinada **38**), expandir la corriente enfriada en un dispositivo de expansión separado, y suministrar la corriente expandida en una región intermedia en la sección de absorción **118d**.

[0056] En algunas circunstancias, particularmente cuando se desean bajos niveles de recuperación del componente C_2 , puede ser ventajoso proporcionar el re-flujo a la región superior de la sección de separación **118e**. En tales casos, la fase líquida de la corriente enfriada **45** que abandona el medio de intercambio de calor en la sección de condensación **118b** (FIGS. 2 a través 9) o el vapor líquido **47a** desde la bomba **22** (FIGS. 10 a la 13) puede ser dividido en dos porciones, la corriente **48** y la corriente **49**. A medida que es alimentado el superior, la corriente **48** es suministrada a la sección de rectificación **118c**, mientras que la corriente **49** es suministrada a la región superior de la sección de separación **118e** tal que ésta pueda rectificar parcialmente el vapor de destilación en esta sección del dispositivo de procesamiento **118** antes de que la primera corriente **45** es desechada. En algunos casos, la gravedad de flujo de las corrientes **48** y **49** puede ser adecuada (FIGS. 2, 3, 6, y 7), mientras que en otros casos puede ser deseosos el bombeo de la fase líquida (corriente **47**) con la bomba de re-flujo **22** (FIGS. 4, 5, 8, y 9). La cantidad relativa de la fase líquida que es dividida entre

las corrientes **48** y **49**, va a depender de varios factores, incluyendo la presión del gas, la composición del gas de alimentación, el nivel de recuperación del componente C_2 deseado, y la cantidad de caballos de fuerza disponibles. La división óptima no puede generalmente predecirse, sin evaluar las circunstancias particulares para una aplicación específica de la presente invención. Algunas circunstancias pueden favorecer alimentar toda la fase líquida a la alimentación superior de la sección de rectificación **118c** en la corriente **48** y ninguna esté dirigida a la región superior de la sección de separación **118e** en la corriente **49**, tal como es mostrado con líneas entrecortadas para la corriente **49**.

[0057] 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 caballos de energía disponible. Una alimentación mayor sobre la sección de absorción **118d** puede incrementar la recuperación mientras se reduce la energía recuperada del expensor, e incrementando así los requerimientos de la energía de caballos de la recompresión. El incremento de la alimentación debajo de la sección de absorción **118d** permite reducir el consumo de los caballos de energía, pero también permite reducir la recuperación del producto.

[0058] 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 utilidades necesario para operar el proceso puede darse en forma de requerimientos energéticos reducidos para la compresión o la recompresión, requerimientos energéticos reducidos para la refrigeración externa, requerimientos energéticos reducidos para el calentamiento adicional, requerimientos energéticos reducidos para la re-ebullición de la torre, o una combinación de los mismos.

[0059] Si bien se ha descrito lo que se considera como realizaciones preferidas de la invención, aquellos versados en la técnica han de comprender que es posible efectuar otras modificaciones y modificaciones adicionales, por ejemplo, para adaptar la invención a distintas condiciones, tipos de alimentación u otros

requerimientos, sin apartarse del espíritu de la presente invención, que se define en las reivindicaciones más adelante.

REIVINDICACIONES

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

(1) dicha corriente de gas es dividida en primeras y segundas porciones;

(2) dicha primera porción es enfriada;

(3) dicha segunda porción es enfriada;

(4) dicha primera porción enfriada es combinada con dicha segunda porción enfriada, para formar una corriente de gas enfriada;

(5) dicha corriente de gas enfriada es dividida en primeras y segundas corrientes;

(6) dicha primera corriente es enfriada para condensarla toda substancialmente, y es luego expandida a menor presión, en donde es enfriada adicionalmente;

(7) dicha primera corriente enfriada expandida es suministrada como un alimento entre el primer y el segundo medio de absorción alojado en un dispositivo, dicho primer medio de absorción es localizado por encima de dicho segundo medio de absorción;

(8) dicha segunda corriente es expandida a dicha presión menor y es suministrada como una alimentación de fondo a dicho segundo medio de absorción;

(9) se colecta una corriente de destilación líquida a partir de la región inferior de dicho segundo medio de absorción, y mediante medios de transferencia de calor y de masa encasillados en dicho dispositivo, se suministra al menos una porción del paso de refrigeración (3) mientras se separan simultáneamente los componentes de hidrocarburos más volátiles desde dicha corriente de destilación líquida, y dicha fracción relativamente menos volátil,

descargando luego dicha corriente de destilación líquida calentada y separada desde dicho dispositivo de procesamiento;

(10) una primera corriente de vapor de destilación es reunida desde una región superior de dicho medio de transferencia de calor y masa y enfriado suficientemente para condensar por lo menos una parte de la misma;

(11) dicha por lo menos primera corriente de vapor de destilación parcialmente condensada, es suministrada a un medio de separación, y es allí separada, formando así una corriente condensada y una corriente de vapor residual conteniendo cualquier vapor no condensado remanente, después de que dicha primera corriente de vapor de destilación haya sido enfriada;

(12) por lo menos una porción de dicha corriente condensada es suministrada como alimentación superior a dicho primer medio de absorción;

(13) una segunda corriente de destilación de vapor es reunida desde una región superior de dicho primer medio de absorción y es calentada;

(14) dicha segunda corriente de destilación de vapor calentada es combinada con cualquier corriente de vapor residual para formar una corriente de vapor combinada;

(15) dicha corriente de vapor combinada es calentada, descargando así, dicha corriente de vapor calentada como una fracción de gas volátil residual;

(16) dicho calentamiento de dicha segunda corriente de vapor de destilación, y de dicha corriente de vapor combinada, se lleva a cabo en uno o más medios de intercambio, para así suministrar por lo menos una porción del enfriamiento de los pasos (2), (6), y (10); y

(17) las cantidades y las temperaturas de dichas corrientes de alimentación, a dichos primer y segundo medios de absorción, son efectivas para mantener la temperatura de dicha región superior de dicho primer medio de absorción a una temperatura en donde la mayoría de las porciones de los componentes en dicha fracción relativamente menos volátil, son recuperados.

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

(1) dicha corriente de gas es dividida en primeras y segundas porciones;

(2) dicha primera porción es enfriada;

(3) dicha segunda porción es enfriada;

(4) dicha primera porción enfriada es combinada con dicha segunda porción enfriada para formar una corriente de gas parcialmente condensada;

(5) dicha corriente de gas parcialmente condensada es suministrada a un primer medio de separación, y es separada allí para proporcionar una corriente de vapor y por lo menos una corriente líquida;

(6) dicha corriente de vapor es dividida en primeras y segundas corrientes;

(7) dicha primera corriente es enfriada para condensarla substancialmente toda, y es luego expandida a menor presión, en donde es enfriada adicionalmente;

(8) dicha primera corriente expandida enfriada es suministrada como una alimentación, entre primeros y segundos medios de absorción encasillados en un dispositivo de procesamiento, dicho primer medio de absorción esté localizado por encima de dicho segundo medio de absorción;

(9) dicha segunda corriente es expandida a dicha presión menor y es suministrada como una alimentación de fondo a dicho segundo medio de absorción;

(10) una corriente de destilación líquida es reunida desde una región inferior de dicho segundo medio de absorción, y es calentado en un medio de transferencia de calor y masa encasillado en dicho dispositivo de procesamiento, para así suministrar por lo menos una porción del paso de

enfriamiento (3) mientras que simultáneamente se separan los componentes de hidrocarburos más volátiles desde dicha corriente de destilación líquida, y posteriormente, a medida que dicha fracción relativamente menos volátil se descarga de dicha corriente de destilación líquida calentada y separada de dicho dispositivo de procesamiento;

(11) por lo menos una porción de dicha por lo menos una corriente líquida, es expandida a dicha presión menor y es suministrada, como una alimentación a dicho dispositivo de procesamiento, debajo de dicho segundo medio de absorción, y por encima de dicho medio de transferencia de calor y masa;

(12) una primera corriente de vapor de destilación es reunida desde una región superior de dicho medio de transferencia de calor y masa y enfriado suficientemente para condensar por lo menos una parte de la misma;

(13) Dicha por lo menos parcialmente condensada primera corriente de destilación es vapor es suministrada, a un segundo medio de separación, separándose allí, formando así una corriente condensada y una corriente de vapor residual que contiene cualquier vapor no condensado remanente después de que dicha primera corriente de destilación de vapor haya sido enfriada;

(14) por lo menos una porción de dicha corriente condensada es suministrada como una alimentación superior, a dicho primer medio de absorción;

(15) una segunda corriente de destilación de vapor es reunida desde una región superior de dicho primer medio de absorción, y es calentada;

(16) dicha segunda corriente de destilación de vapor calentada es combinada con cualquier corriente de vapor residual para formar una corriente de vapor combinada;

(17) dicha corriente de vapor combinada es calentada, descargando posteriormente como dicha fracción de gas residual volátil, dicha corriente de vapor calentada combinada;

(18) dicho calentamiento de dicha segunda corriente de destilación de vapor calentada y dicha corriente de vapor combinada, es llevado a cabo en uno o más medios de intercambio de calor, para así suministrar por lo menos una porción de los pasos de enfriamiento (2), (7), y (12); y

(19) las cantidades de las temperaturas de dichas corrientes de alimentación, a dichos primeros y segundos medios de absorción, son efectivas para mantener la temperatura de dicha región superior, de dicho primer medio de absorción, a una temperatura en donde las mayores porciones de los componentes en dicha fracción relativamente menos volátil son recuperados.

3. Un proceso para la separación de una corriente de gas que contiene metano, componentes C₂ y C₃, y los componentes de hidrocarburos más pesados, en una fracción de gas volátil residual y una fracción de gas relativamente menos volátil que contiene una mayor porción de dichos componentes C₂ y C₃, y componentes de hidrocarburos más pesados o dichos componentes C₃ y componente de hidrocarburos más pesados, CARACTERIZADO PORQUE

(1) dicha corriente de gas es dividida en primeras y segundas porciones;

(2) dicha primera porción es enfriada;

(3) dicha segunda porción es enfriada;

(4) dicha primera porción enfriada es combinada con dicha segunda porción enfriada para formar una corriente de gas parcialmente condensada;

(5) dicha corriente de gas parcialmente condensada es suministrada a un primer medio de separación y es allí separada, para proporcionar una corriente de vapor, y por lo menos una corriente líquida;

(6) dicha corriente de vapor es dividida en primeras y segundas corrientes;

(7) dicha primera corriente es combinada con por lo menos una porción de dicha por lo menos una corriente líquida, para formar una corriente combinada;

(8) dicha corriente combinada es enfriada para condensarla substancialmente toda, y es por lo tanto expandida a menor presión, en donde es enfriada adicionalmente;

(9) dicha corriente combinada expandida enfriada es suministrada como una alimentación, entre primeros y segundos medios de absorción encasillados en un dispositivo de procesamiento, siendo que dicho primer medio de absorción está localizado por encima de dicho segundo medio de absorción;

(10) dicha segunda corriente es expandida a dicha presión menor y es suministrada como una alimentación de fondo a dicho segundo medio de absorción;

(11) una corriente de destilación líquida es reunida desde una región inferior de dicho segundo medio de absorción, y calentado en un medio de transferencia de calor y masa encasillado en dicho dispositivo de procesamiento, para así suministrar por lo menos una porción del paso de enfriamiento (3) mientras simultáneamente se separan los componentes de hidrocarburos más volátiles desde dicha corriente de destilación líquida, y posteriormente se descarga dicha corriente de destilación líquida calentada y separada, como dicha fracción relativamente menos volátil, desde dicho dispositivo de procesamiento;

(12) cualquier porción remanente de dicha por lo menos una corriente líquida es expandida a dicha presión menor y es suministrada como una alimentación, a dicho dispositivo de procesamiento por debajo de dicho segundo medio de absorción, y por encima de dicho medio de transferencia de calor y masa;

(13) una primera corriente de vapor de destilación es reunida desde una región superior de dicho medio de transferencia de calor y masa y enfriado suficientemente para condensar por lo menos una parte de la misma;

(14) dicha por lo menos primera corriente de destilación de vapor, parcialmente condensada, es suministrada a un segundo medio de separación y es allí separado, formando así una corriente condensada y una

corriente de vapor residual que contiene cualquier vapor no condensado, después de que dicha primera corriente de vapor de destilación es enfriada;

(15) por lo menos una porción de dicha corriente condensada es suministrada como una alimentación superior, a dicho primer medio de absorción;

(16) una segunda corriente de destilación de vapor es reunida y calentada, desde una región superior de dicho primer medio de absorción;

(17) dicha segunda corriente de destilación de vapor calentada es combinada con cualquier corriente de vapor residual para formar una corriente de vapor combinada;

(18) dicha corriente de vapor combinada es calentada, descargando posteriormente dicha corriente de vapor combinada, como una fracción de gas residual volátil;

(19) dicho calentamiento de dicha segunda corriente de vapor destilada, y dicha corriente de vapor combinada, es llevado a cabo en uno o más medios de intercambio de calor y masa, así a los fines de suministrar por lo menos, una porción de los pasos de enfriamiento (2), (8), y (13); y

(20) las cantidades y las temperaturas de dichas corrientes de alimentación a dichos primeros y segundos medios de absorción son efectivas para mantener la temperatura de dicha región superior de dicho primer medio de absorción, a una temperatura en donde se recuperan las mayores porciones de los componentes, en dicha fracción relativamente menos volátil.

4. El proceso según la reivindicación 2 CARACTERIZADO PORQUE dicho primer medio de separación está dispuesto en dicho dispositivo de procesamiento.

5. El proceso según la reivindicación 3 CARACTERIZADO PORQUE dicho primer medio de separación está dispuesto in dicho dispositivo de procesamiento.

6. El proceso según la reivindicación 2 CARACTERIZADO PORQUE

(1) dicho medio de transferencia de calor y masa está dispuesto en las regiones superior e inferior; y

(2) dicha por lo menos una porción expandida de dicha por lo menos una corriente líquida es suministrada a dicho dispositivo de procesamiento para entrar dichas regiones superior e inferior de dichos medios de transferencia de calor y masa.

7. El proceso según la reivindicación 3 CARACTERIZADO PORQUE

(1) dicho medio de transferencia de calor y masa está dispuesto en las regiones superior e inferior; y

(2) dicha cualquier porción remanente expandida, de dicha por lo menos una corriente líquida es suministrada a dicho dispositivo de procesamiento para entrar a dichas regiones superior e inferior de dichos medios de transferencia de calor y masa.

8. El proceso según la reivindicación 4 CARACTERIZADO PORQUE

(1) dicho medio de transferencia de calor y masa está dispuesto en las regiones superior e inferior; y

(2) dicha por lo menos una porción expandida de dicha por lo menos una corriente líquida es suministrada a dicho dispositivo de procesamiento para entrar a dichas regiones superior e inferior de dichos medios de transferencia de calor y masa.

9. El proceso según la reivindicación 5 CARACTERIZADO PORQUE

(1) dicho medio de transferencia de calor y masa está dispuesto en las regiones superior e inferior; y

(2) dicha cualquier porción remanente expandida, de dicha por lo menos una corriente líquida es suministrada a dicho dispositivo de

procesamiento para entrar a dichas regiones superior e inferior de dichos medios de transferencia de calor y masa.

10. El proceso según la reivindicación 1 CARACTERIZADO PORQUE

(1) Un medio de colección de gas está dispuesto en dicho dispositivo de procesamiento;

(2) un medio adicional de transferencia de calor y de masa está incluido dentro de dicho medio colector de gas, dicho medio adicional de transferencia de calor y de masa incluye uno o más pasajes para un medio externo de refrigeración;

(3) dicha corriente de gas enfriada es suministrada a dicho medio de colección de gas y dirigida a dicho medio adicional de transferencia de calor y de masa, para ser posteriormente enfriada por dicho medio de refrigeración externo; y

(4) dicha corriente de gas enfriada adicionalmente es dividida en dichas primeras y segundas corrientes.

11. El proceso según la reivindicación 2, 3, 4, 5, 6, 7, 8, o 9 CARACTERIZADO PORQUE

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

(2) dicha corriente de vapor es dirigida a dicho medio adicional de transferencia de calor y de masa para ser enfriado por dicho medio externo de refrigeración para formar un condensado adicional; y

(3) dicho condensado adicional se vuelve parte de dicha por lo menos una corriente líquida allí separada.

12. El proceso según la reivindicación 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7, 8, 9, o 10 CARACTERIZADO PORQUE

(1) dicha corriente condensada es dividida en al menos primeras y segundas corrientes de re-flujo;

(2) dicha primera corriente de re-flujo es suministrada como dicha alimentación superior, a dicho primer medio de absorción; y

(3) dicha segunda corriente de re-flujo es suministrada como una alimentación, a dicho dispositivo de procesamiento por debajo de dicho segundo medio de absorción, y por encima de dicho medio de transferencia de calor y masa.

13. El proceso según la reivindicación 11 CARACTERIZADO PORQUE

(1) dicha corriente condensada es dividida en al menos primeras y segundas corrientes de re-flujo;

(2) dicha primera corriente de re-flujo es suministrada como dicha alimentación superior, a dicho primer medio de absorción; y

(3) dicha segunda corriente de re-flujo es suministrada como una alimentación, a dicho dispositivo de procesamiento por debajo de dicho segundo medio de absorción, y por encima de dicho medio de transferencia de calor y masa.

14. El proceso según la reivindicación 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7, 8, 9, o 10 CARACTERIZADO PORQUE dicho medio de transferencia de calor y masa incluye uno o más pasajes para que un medio externo de calor proporcione el calor suministrado por dicha segunda porción para dicha separación de dichos componentes de hidrocarburos más volátiles desde dicha corriente de destilación líquida.

15. El proceso según la reivindicación 11 CARACTERIZADO PORQUE dicho medio de transferencia de calor y masa incluye uno o más pasajes para que un medio externo de calor proporcione el calor suministrado por dicha segunda porción para dicha separación de dichos componentes de hidrocarburos más volátiles desde dicha corriente de destilación líquida.

16. El proceso según la reivindicación 12 CARACTERIZADO PORQUE dicho medio de transferencia de calor y masa incluye uno o más pasajes para que un medio externo de calor proporcione el calor suministrado por dicha segunda porción para dicha separación de dichos componentes de hidrocarburos más volátiles desde dicha corriente de destilación líquida.

17. El proceso según la reivindicación 13 CARACTERIZADO PORQUE dicho medio de transferencia de calor y masa incluye uno o más pasajes para que un medio externo de calor proporcione el calor suministrado por dicha segunda porción para dicha separación de dichos componentes de hidrocarburos más volátiles desde dicha corriente de destilación líquida.

18. Un aparato para la separación de una corriente de gas que contiene metano, componentes C₂ y C₃, y los componentes de hidrocarburos más pesados, en una fracción de gas volátil residual y una fracción de gas relativamente menos volátil que contiene una mayor porción de dichos componentes C₂ y C₃, y componentes de hidrocarburos más pesados, o dichos componentes C₃ y los componentes de hidrocarburos más pesados, CARACTERIZADO PORQUE comprende

(1) primeros medios de separación, para dividir dicha corriente de gas en primeras y segundas porciones;

(2) medios de intercambio de calor conectados a dicho primer medio de división para recibir dicha primera porción y enfriarla;

(3) medios de transferencia de calor y masa encasillados en un dispositivo de procesamiento y conectados a dicho primer medio de división, para recibir dicha segunda porción y enfriarla;

(4) el primer medio de combinación conectado a dicho medio de intercambio de calor, y dicho medio de transferencia de calor y masa para recibir dicha primera porción enfriada y dicha segunda porción enfriada, y forman una corriente de gas enfriada;

(5) el segundo medio de división conectado a dicho primer medio de combinación para recibir dicha corriente de gas enfriada y dividirla en primeras y segundas corrientes;

(6) dicho medio de intercambio de calor es adicionalmente conectado a dicho segundo medio de separación para recibir dicha primera corriente, y enfriarla suficientemente para condensarla substancialmente;

(7) el primer medio de expansión está conectado a dicho medio de intercambio de calor para recibir dicha primera corriente substancialmente condensada y expandirla a una presión menor;

(8) los primeros y segundos medios de absorción encasillados en dicho dispositivo de procesamiento y conectado a dicho primer medio de expansión para recibir dicha primera corriente expandida enfriada, como una alimentación, entre dichos primeros y segundos medios de absorción, siendo que dicho primer medio de absorción está localizado por encima de dicho segundo medio de absorción;

(9) el segundo medio de expansión conectado a dicho segundo medio de separación para recibir dicha segunda corriente y expandirlo a dicha presión menor, dicho segundo medio de expansión estando conectado adicionalmente a dicho segundo medio de absorción para suministrar dicha segunda corriente expandida como una alimentación de fondo allí;

(10) medios de colección de líquido encasillados en dicho dispositivo de procesamiento y conectados a dicho segundo medio de absorción para recibir una corriente de destilación líquida desde una región inferior de dicho segundo medio de absorción;

(11) dicho medio de transferencia de calor y masa estando conectado adicionalmente a dicho medio colector de líquido para recibir dicha corriente de destilación líquida y calentarla, suministrando así por lo menos una porción del enfriado del paso (3) mientras se separa simultáneamente los componentes de hidrocarburos más volátiles desde dicha corriente de destilación líquida, y posteriormente descargando dicha corriente de destilación líquida calentada y separada desde dicho dispositivo de procesamiento, como dicha fracción relativamente menos volátil;

(12) el primer medio colector de vapor encasillado en dicho dispositivo de procesamiento y conectado a dicho medio de transferencia de calor y masa para recibir una primera corriente de vapor de destilación desde una región superior de dichos medios de transferencia de calor y masa;

(13) dicho medio de intercambio de calor estando conectado adicionalmente a dicho primer medio colector de vapor para recibir dicha primera corriente de destilación de vapor, y enfriarla suficientemente para condensar por lo menos una parte de la misma;

(14) medios de separación conectados a dicho medio de intercambio de calor para recibir dicho por lo menos primera corriente de destilación de vapor, parcialmente condensada, y separarlo en una corriente condensada y una corriente de vapor residual que contiene cualquier vapor sin condensar, después de que dicha primera corriente de vapor de destilación es enfriada;

(15) un primer medio de absorción estando conectado adicionalmente a dicho medio de separación para recibir por lo menos una porción de dicha corriente condensada como una alimentación superior de allí;

(16) un segundo medio de recolección de vapor encasillado en dicho dispositivo de procesamiento y conectado a un primer medio de absorción para recibir una segunda corriente de destilación de vapor desde una región superior de un primer medio de absorción;

(17) dicho medio de intercambio de calor estando conectado adicionalmente a dicho segundo medio de colección de vapor para recibir dicha segunda corriente de destilación de vapor y calentarla, suministrando así por lo menos una porción del enfriado del paso (13);

(18) dicho segundo medio de combinación conectado a dicho medio de intercambio de calor y dicho medio de separación para recibir dicha segunda corriente de destilación de vapor calentada y cualquiera de dichas corrientes de vapor residual, y formar una corriente de vapor combinada;

(19) dicho medio de intercambio de calor estando conectado adicionalmente a dicho segundo medio de combinación para recibir dicha corriente de vapor combinada y calentarla, suministrando así por lo menos una porción del enfriado de los pasos (2) y (6), y descargando así después dicha fracción de gas residual volátil, dicha corriente de vapor combinada calentada; y

(20) medios de control, adaptados para regular las cantidades y las temperaturas de dichas corrientes de alimentación a dichos primeros y segundos medios de absorción para mantener la temperatura de dicha

región superior de dicho primer medio de absorción a una temperatura en donde se recuperan, las mayores porciones de los componentes, en dicha fracción relativamente menos volátil.

19. Un aparato para la separación de una corriente de gas que contiene metano, Componentes C2 y C3, y los componentes de hidrocarburos más pesados en una fracción de gas volátil residual y una fracción de gas relativamente menos volátil, que contiene una mayor porción de dichos componentes C2 y C3, y componentes de hidrocarburos más pesados o dichos componentes C₃ y componentes de hidrocarburos más pesados, CARACTERIZADO PORQUE comprende

(1) primeros medios de separación, para dividir dicha corriente de gas en primeras y segundas porciones;

(2) medios de intercambio de calor conectados a dicho primer medio de división para recibir dicha primera porción y enfriarla;

(3) medios de transferencia de calor y masa encasillados en un dispositivo de procesamiento y conectado a dicho primer medio de división para recibir dicha segunda porción y enfriarla;

(4) el primer medio de combinación conectado a dicho medio de intercambio de calor and dicho medio de transferencia de calor y masa para recibir dicha primera porción enfriada y dicha segunda porción enfriada, y formar una corriente de gas parcialmente condensada;

(5) un primer medio de separación conectado a dicho primer medio de combinación para recibir dicha corriente de gas parcialmente condensada y separarla en una corriente de vapor, y por lo menos una corriente líquida;

(6) un segundo medio de separación conectado a dicho primer medio de separación para recibir dicha corriente de vapor y dividirla en primeras y segundas corrientes;

(7) dicho medio de intercambio de calor estando conectado adicionalmente a dicho segundo medio de separación para recibir dicha primera corriente y enfriarla suficientemente para condensarlas substancialmente;

(8) el primer medio de expansión está conectado a dicho medio de intercambio de calor para recibir dicha primera corriente substancialmente condensada y expandirla a una presión menor;

(9) los primeros y segundos medios de absorción encasillados en dicho dispositivo de procesamiento y conectado a dicho primer medio de expansión para recibir dicha primera corriente expandida enfriada, como una alimentación allí, entre dichos primeros y segundos medios de absorción, un primer medio de absorción el cual está localizado por encima de dicho segundo medio de absorción;

(10) el segundo medio de expansión conectado a dicho segundo medio de separación para recibir dicha segunda corriente y expandirlo a dicha presión menor, dicho segundo medio de expansión estando conectado adicionalmente a dicho segundo medio de absorción para suministrar allí, dicha segunda corriente expandida como una alimentación de fondo;

(11) un medio de colección de líquido encasillado en dicho dispositivo de procesamiento, y conectado a dicho segundo medio de absorción para recibir una corriente de destilación líquida desde una región inferior de dicho segundo medio de absorción;

(12) dicho medio de transferencia de calor y masa estando conectado adicionalmente a dicho medio colector de líquido para recibir dicha corriente de destilación líquida y calentarla, suministrando así por lo menos una porción del enfriado del paso (3) mientras se separa simultáneamente los componentes de hidrocarburos más volátiles desde dicha corriente de destilación líquida, y posteriormente descargando dicha corriente de destilación líquida calentada y separada desde dicho dispositivo de procesamiento, como dicha fracción relativamente menos volátil;

(13) un tercer medio de expansión conectado a dicho primer medio de separación para recibir por lo menos una porción de dicha por lo menos una corriente líquida y expandirlo a dicha presión menor, dicho tercer medio de expansión estando conectado adicionalmente a dicho dispositivo de procesamiento, para suministrar allí, dicha corriente líquida expandida como una alimentación, por debajo de dicho segundo medio de absorción, y por encima de dicho medio de transferencia de calor y masa;

(14) el primer medio colector de vapor encasillado en dicho dispositivo de procesamiento y conectado a dicho medio de transferencia de calor y masa para recibir una primera corriente de vapor de destilación desde una región superior de dichos medios de transferencia de calor y masa ;

(15) dicho medio de intercambio de calor estando conectado adicionalmente a dicho primer medio colector de vapor para recibir dicha primera corriente de vapor de destilación y enfriarla suficientemente para condensar por lo menos una parte de la misma;

(16) un segundo medio de separación conectado a dicho medio de intercambio de calor para recibir dicha por lo menos primera corriente de destilación de vapor, parcialmente condensada, y separarla en una corriente condensada y en una corriente de vapor residual, que contiene cualquier vapor remanente sin condensar, después de que dicha primera corriente de destilación de vapor es enfriada;

(17) un primer medio de absorción estando conectado adicionalmente a dicho segundo medio de separación para recibir por lo menos una porción de dicha corriente condensada como una alimentación superior de allí;

(18) un segundo medio de recolección de vapor encasillado en dicho dispositivo de procesamiento y conectado a un primer medio de absorción para recibir una segunda corriente de destilación de vapor desde una región superior de un primer medio de absorción;

(19) dicho medio de intercambio de calor estando conectado adicionalmente a dicho segundo medio de colección de vapor para recibir dicha segunda corriente de destilación de vapor y calentarla, suministrando así por lo menos una porción del enfriado del paso (15);

(20) dicho segundo medio de combinación conectado a dicho medio de intercambio de calor y dicho segundo medio de separación para recibir dicha segunda corriente de destilación de vapor calentada y cualquiera de dichas corrientes de vapor residual, y formar una corriente de vapor combinada;

(21) dicho medio de intercambio de calor estando conectado adicionalmente a dicho segundo medio de combinación para recibir dicha corriente de vapor combinada y calentarla, suministrando así por lo menos

una porción del enfriado de los pasos (2) y (7), y descargando así después dicha fracción de gas residual volátil, dicha corriente de vapor combinada calentada ; y

(22) medios de control, adaptados para regular las cantidades y las temperaturas de dichas corrientes de alimentación a dichos primeros y segundos medios de absorción para mantener la temperatura de dicha región superior de dicho primer medio de absorción a una temperatura en donde se recuperan, las mayores porciones de los componentes, en dicha fracción relativamente menos volátil.

20. Un aparato para la separación de una corriente de gas que contiene metano, componentes C2 y C3, y los componentes de hidrocarburos más pesados en una fracción de gas volátil residual y una fracción de gas relativamente menos volátil, que contiene una mayor porción de dichos componentes C2 y C3, y componentes de hidrocarburos más pesados o dichos componentes C₃ y componentes de hidrocarburos más pesados, CARACTERIZADO PORQUE comprende

(1) primeros medios de separación, para dividir dicha corriente de gas en primeras y segundas porciones;

(2) medios de intercambio de calor conectados a dicho primer medio de división para recibir dicha primera porción y enfriarla;

(3) medios de transferencia de calor y masa encasillados en un dispositivo de procesamiento y conectados a dicho primer medio de división para recibir dicha segunda porción y enfriarla;

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

(5) un primer medio de separación conectado a dicho primer medio de combinación para recibir dicha corriente de gas parcialmente condensada y separarla en una corriente de vapor, y por lo menos una corriente líquida;

(6) un segundo medio de separación conectado a dicho primer medio de separación para recibir dicha corriente de vapor y dividirla en primeras y segundas corrientes;

(7) dicho segundo medio de combinación conectado a dicho segundo medio de separación y dicho medio de separación para recibir dicha primera corriente, y por lo menos una porción de dicha por lo menos una corriente líquida, y formar una corriente combinada;

(8) dicho medio de intercambio de calor estando conectado adicionalmente a dicho segundo medio de combinación para recibir dicha corriente combinada y enfriarla suficientemente para condensarlas substancialmente;

(9) el primer medio de expansión está conectado a dicho medio de intercambio de calor para recibir dicha corriente combinada substancialmente condensada y expandirla a una presión menor;

(10) los primeros y segundos medios de absorción encasillados en dicho dispositivo de procesamiento y conectado a dicho primer medio de expansión para recibir dicha corriente combinada expandida enfriada allí como una alimentación, entre dichos primeros y segundos medios de absorción, un primer medio de absorción estando localizado por encima del segundo medio de absorción;

(11) el segundo medio de expansión conectado a dicho segundo medio de separación para recibir dicha segunda corriente y expandirlo a dicha presión menor, dicho segundo medio de expansión estando conectado adicionalmente a dicho segundo medio de absorción para suministrar allí dicha segunda corriente expandida como una alimentación de fondo;

(12) medios de colección de líquido encasillados en dicho dispositivo de procesamiento y conectados a dicho segundo medio de absorción para recibir una corriente de destilación líquida desde una región inferior de dicho segundo medio de absorción;

(13) dicho medio de transferencia de calor y masa estando conectado adicionalmente a dicho medio colector de líquido para recibir dicha corriente de destilación líquida y calentarla, suministrando así por lo menos una porción del enfriado del paso (3) mientras se separa simultáneamente los

componentes de hidrocarburos más volátiles desde dicha corriente de destilación líquida, y posteriormente descargando dicha corriente de destilación líquida calentada y separada desde dicho dispositivo de procesamiento, como dicha fracción relativamente menos volátil;

(14) un tercer medio de expansión conectado a dicho primer medio de separación para recibir cualquier porción remanente de dicha por lo menos una corriente líquida y expandirlo a dicha presión menor, dicho un tercer medio de expansión estando conectado adicionalmente a dicho dispositivo de procesamiento para suministrar dicha corriente de líquido expandido, como una alimentación allí, por debajo de dicho segundo medio de absorción, y por encima de dicho medio de transferencia de calor y masa;

(15) el primer medio colector de vapor encasillados in dicho dispositivo de procesamiento y conectado a dicho medio de transferencia de calor y masa para recibir una primera corriente de vapor de destilación desde una región superior de dichos medios de transferencia de calor y masa ;

(16) dicho medio de intercambio de calor estando conectado adicionalmente a dicho primer medio colector de vapor para recibir dicha primera corriente de vapor de destilación, y enfriarla suficientemente para condensar por lo menos una parte de la misma;

(17) un segundo medio de separación conectado a dicho medio de intercambio de calor para recibir dicha por lo menos primera corriente de destilación de vapor, parcialmente condensada, y separarla en una corriente condensada y una corriente de vapor residual que contiene cualquier vapor sin condensar remanente, después de que la primera corriente de vapor de destilación es enfriada;

(18) un primer medio de absorción estando conectado adicionalmente a dicho segundo medio de separación para recibir por lo menos una porción de dicha corriente condensada como una alimentación superior de allí;

(19) un segundo medio de recolección de vapor encasillado en dicho dispositivo de procesamiento, y conectada a dicho primer medio de absorción para recibir una segunda corriente de destilación de vapor desde una región superior de dicho primer medio de absorción;

(20) dicho medio de intercambio de calor estando conectado adicionalmente a dicho segundo medio de colección de vapor para recibir dicha segunda corriente de destilación de vapor y calentarla, suministrando así por lo menos una porción del enfriado del paso (16);

(21) un tercer medio de combinación conectado a dicho medio de intercambio de calor y dicho segundo medio de separación para recibir dicha segunda corriente de destilación de vapor calentada, y cualquier de dicha corriente de vapor residual, y formar una corriente de vapor combinada;

(22) dicho medio de intercambio de calor estando conectado adicionalmente a dicho tercer medio de combinación para recibir dicha corriente de vapor combinada y calentarla, suministrando así por lo menos una porción del enfriado de los pasos (2) y (8), y descargando así después como dicho fracción de gas residual volátil, dicha corriente de vapor combinada calentada ; y

(23) un medio de control adaptado para regular las cantidades y las temperaturas de dichas corrientes de alimentación a dichos primeros y segundos medios de absorción, para mantener la temperatura de dicha región superior de dicho primer medio de absorción a una temperatura en donde se recuperan, las mayores porciones de los componentes, en dicha fracción relativamente menos volátil.

21. El aparato según la reivindicación 19 CARACTERIZADO PORQUE dicho primer medio de separación está dispuesto in dicho dispositivo de procesamiento.

22. El aparato según la reivindicación 20 CARACTERIZADO PORQUE dicho primer medio de separación está dispuesto in dicho dispositivo de procesamiento.

23. El aparato según la reivindicación 19 CARACTERIZADO PORQUE

(1) dicho medio de transferencia de calor y masa está dispuesto en las regiones superior e inferior; y

(2) dicho dispositivo de procesamiento es conectado a dicho tercer medio de expansión para recibir dicha por lo menos una porción expandida de dicha por lo menos una corriente líquida y dirigirla entre dichas regiones superior e inferior, de dicho medio de transferencia de calor y masa.

24. El aparato según la reivindicación 20 CARACTERIZADO PORQUE

(1) dicho medio de transferencia de calor y masa está dispuesto en las regiones superior e inferior; y

(2) dicho dispositivo de procesamiento es conectado a dicho tercer medio de expansión para recibir dicha cualquier porción remanente expandida, de dicha por lo menos una corriente líquida y dirigirla entre dichas regiones superior e inferior, de dicho medio de transferencia de calor y masa.

25. El aparato según la reivindicación 21 CARACTERIZADO PORQUE

(1) dicho medio de transferencia de calor y masa está dispuesto en las regiones superior e inferior; y

(2) dicho dispositivo de procesamiento es conectado a dicho tercer medio de expansión para recibir dicha por lo menos una porción expandida de dicha por lo menos una corriente líquida y dirigirla entre dichas regiones superior e inferior, de dicho medio de transferencia de calor y masa.

26. El aparato según la reivindicación 22 CARACTERIZADO PORQUE

(1) dicho medio de transferencia de calor y masa está dispuesto en las regiones superior e inferior; y

(2) dicho dispositivo de procesamiento es conectado a dicho tercer medio de expansión para recibir cualquiera de dicha porción remanente expandida de dicha por lo menos una corriente líquida, y dirigirla entre dichas regiones superior e inferior de dicho medio de transferencia de calor y masa.

27. El aparato según la reivindicación 18 CARACTERIZADO PORQUE

(1) Un medio colector de gas es encasillado en dicho dispositivo de procesamiento;

(2) un medio adicional de transferencia de calor y de masa es incluido dentro de dicho medio colector de gas, dicho medio adicional de transferencia de calor y de masa incluye uno o más pasajes para un medio de refrigeración externo;

(3) dicho medio colector de gas es conectado a dicho primer medio de combinación para recibir dicha corriente de gas enfriada y dirigirla a dichos medios de transferencia de calor y masa adicional, para ser enfriado adicionalmente por dicho medio externo de refrigeración; y

(4) dicho segundo medio de separación es adaptado para ser conectado a dicho medio de colección de gas para recibir dicha corriente de gas enfriada adicionalmente y dividirla en dichas primeras y segundas corrientes.

28. El aparato según la reivindicación 19, 20, 21, 22, 23, 24, 25, o 26 CARACTERIZADO PORQUE

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

(2) Dicha corriente de vapor es dirigida a dicho medio adicional de transferencia de calor y masa, para ser enfriada por un medio eterno de refrigeración, para formar un condensado adicional; y

(3) Dicho condensado adicional se vuelve parte de dicho por lo menos una corriente líquida, allí separada.

29. El aparato según la reivindicación 18 CARACTERIZADO PORQUE

(1) un tercer medio de transferencia es conectado a dicho medio de separación para recibir dicha corriente condensada y dividirla en al menos primeras y segundas corrientes de re-flujo;

(2) dicho primer medio de absorción es adaptado para ser conectado a dicho tercer medio de transferencia para recibir dicha primera corriente de re-flujo a medida que esta es alimentada allí desde allí; y

(3) dicho medio de transferencia de calor y masa es adaptado para ser conectado a dicho tercer medio de transferencia para recibir dicha segunda corriente de re-flujo como una alimentación superior de allí.

30. El aparato según la reivindicación 19, 20, 21, 22, 23, 24, 25, 26, o 27 CARACTERIZADO PORQUE

(1) un tercer medio de transferencia es conectado a dicho segundo medio de separación para recibir dicha corriente condensada y dividirla en al menos primeras y segundas corrientes de re-flujo;

(2) dicho primer medio de absorción es adaptado para ser conectado a dicho tercer medio de transferencia para recibir dicha primera corriente de re-flujo, a medida que esta es alimentada allí desde allí; y

(3) dicho medio de transferencia de calor y masa es adaptado para ser conectado a dicho tercer medio de transferencia para recibir dicha segunda corriente de re-flujo como una alimentación superior de allí.

31. El aparato según la reivindicación 28 CARACTERIZADO PORQUE

(1) un tercer medio de transferencia es conectado a dicho segundo medio de separación para recibir dicha corriente condensada y dividirla en al menos primeras y segundas corrientes de re-flujo;

(2) dicho primer medio de absorción es adaptado para ser conectado a dicho tercer medio de transferencia para recibir dicha primera corriente de re-flujo a medida que esta es alimentada allí desde allí; y

(3) dicho medio de transferencia de calor y masa es adaptado para ser conectado a dicho tercer medio de transferencia para recibir dicha segunda corriente de re-flujo a medida que esta es alimentada allí desde allí.

32. El aparato según la reivindicación 18, 19, 20, 21, 22, 23, 24, 25, 26, 27, o 29 CARACTERIZADO PORQUE dicho medio de transferencia de

calor y masa incluye uno o más pasajes para que un medio externo de calor complemente el calor suministrado por dicha segunda porción para dicha separación de dichos componentes de hidrocarburos más volátiles desde dicha corriente de destilación líquida.

33. El aparato según la reivindicación 28 CARACTERIZADO PORQUE dicho medio de transferencia de calor y masa incluye uno o más pasajes para que un medio externo de calor complemente el calor suministrado por dicha segunda porción para la separación de dichos componentes de hidrocarburos más volátiles desde dicha corriente de destilación líquida.

34. El aparato según la reivindicación 30 CARACTERIZADO PORQUE dicho medio de transferencia de calor y masa incluye uno o más pasajes para que un medio externo de calor complemente el calor suministrado por dicha segunda porción para la separación de dichos componentes de hidrocarburos más volátiles desde dicha corriente de destilación líquida.

35. El aparato según la reivindicación 31 CARACTERIZADO PORQUE dicho medio de transferencia de calor y masa incluye uno o más pasajes para que un medio externo de calor complemente el calor suministrado por dicha segunda porción para la separación de dichos componentes de hidrocarburos más volátiles desde dicha corriente de destilación líquida.

RESUMEN

Se revelan un proceso y un aparato para una configuración de procesamiento compacto para recuperar los componentes C_2 (o los componentes C_3) y los componentes de hidrocarburos más pesados de una corriente de gas de hidrocarburos. La corriente de gas es enfriada y dividida en una primera y una segunda corriente. La primera corriente es enfriada adicionalmente para condensarla, expandirla a una menor presión, y suministrada como una alimentación entre los dos medios de absorción o absorbente. La segunda corriente es expandida a una presión menor, y suministrada como una alimentación de fondo a los medios de absorción de fondo. Una corriente de destilación líquida del fondo de los medios de absorción de fondo es calentada en un medio de transferencia de calor y de masa, para desmetanizar sus componentes volátiles. Una corriente de destilación de vapor del superior de los medios de transferencia de calor y de masa es enfriado por una corriente de destilación de vapor del superior de los medios de absorción superior, formando así una corriente condensada que es suministrada como una alimentación superior a los medios de absorción superiores.

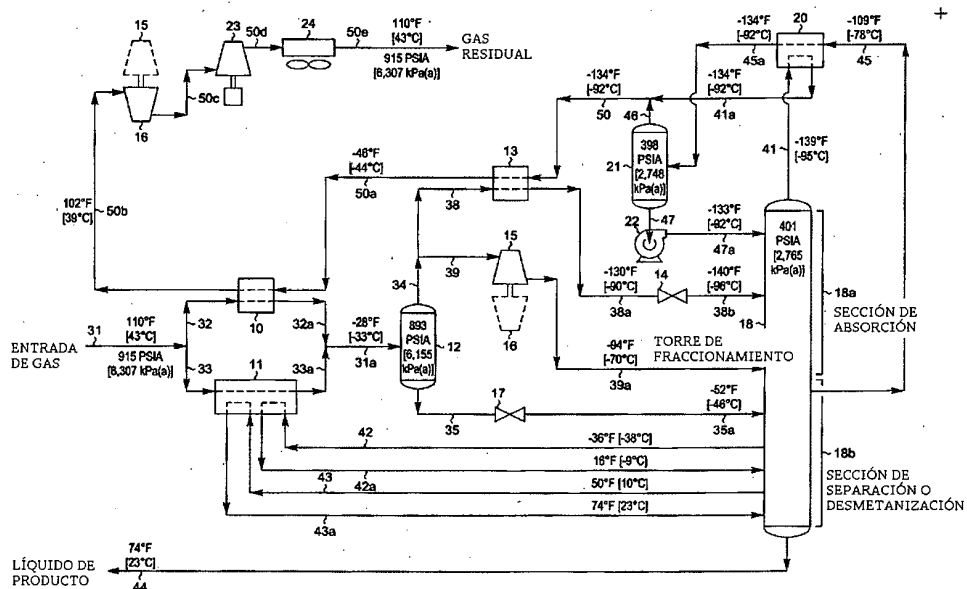
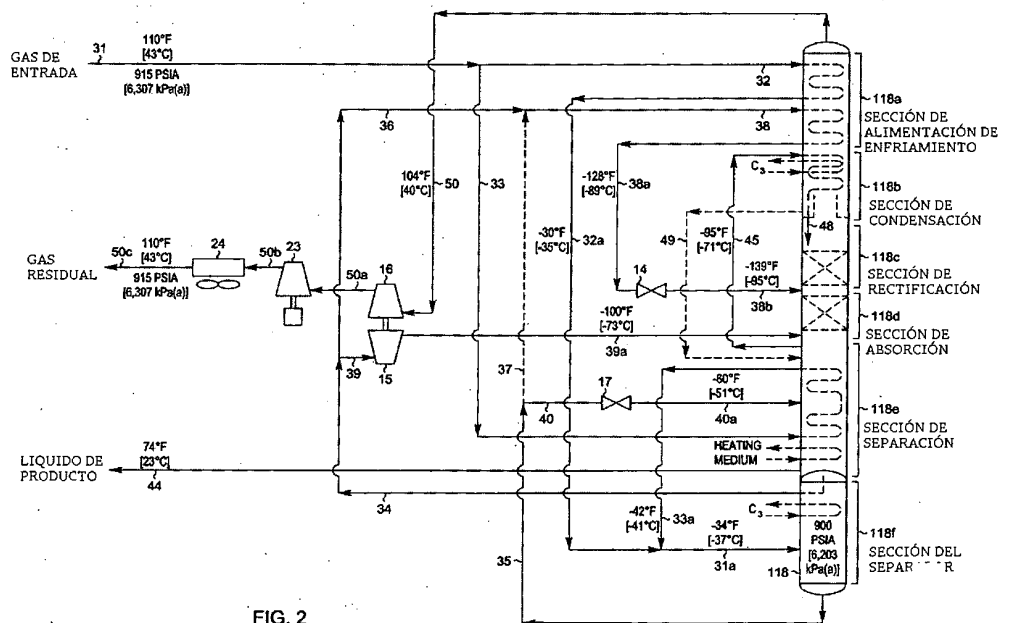


FIG. 1
(ARTE PREVIO)



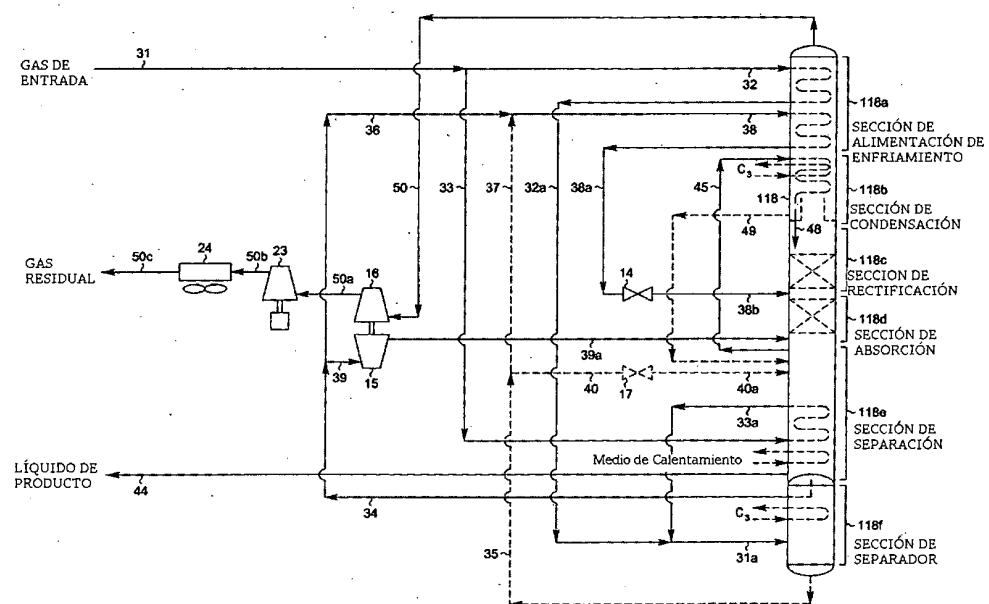


FIG. 3

+

163

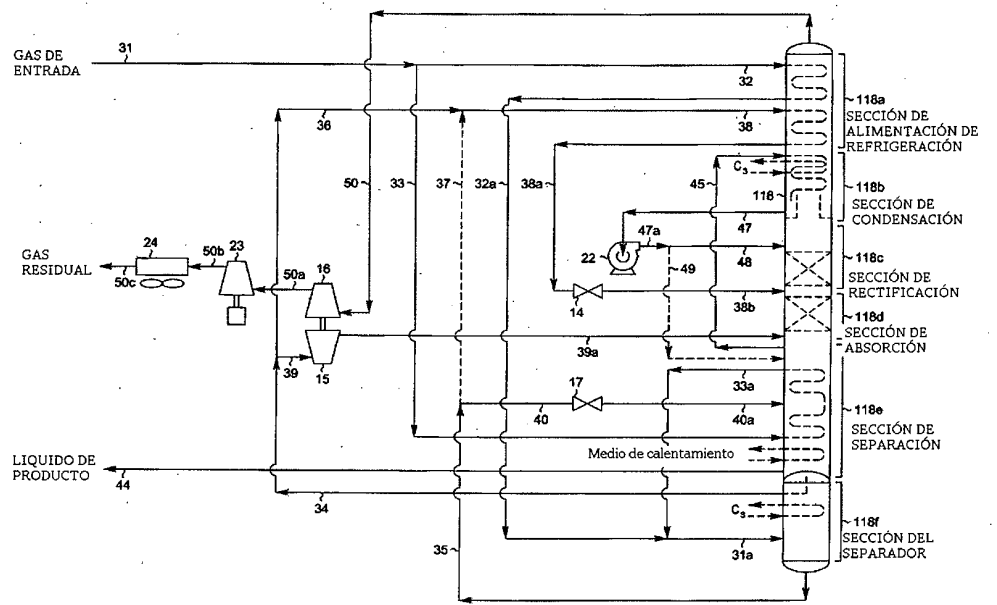


FIG. 4

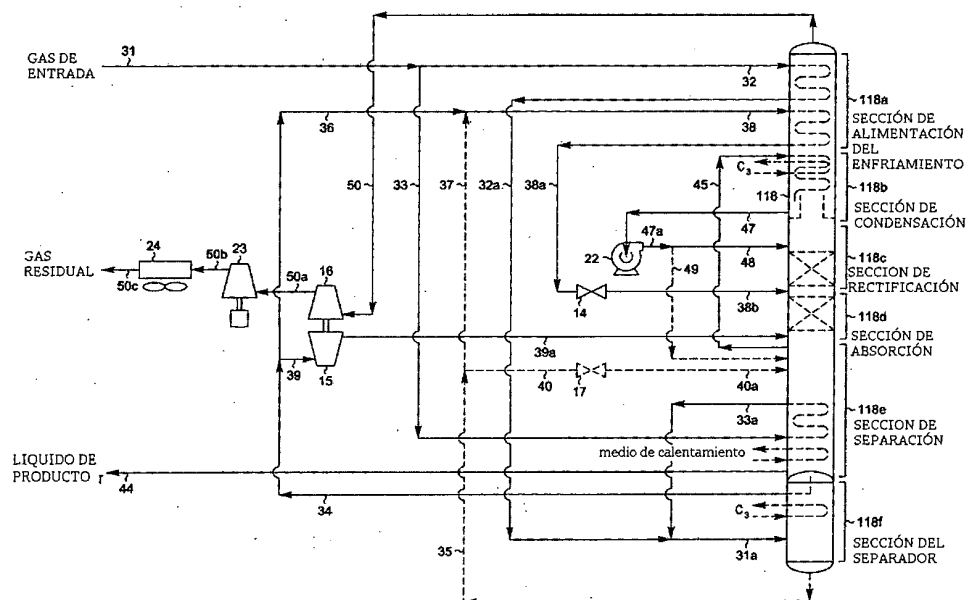


FIG. 5

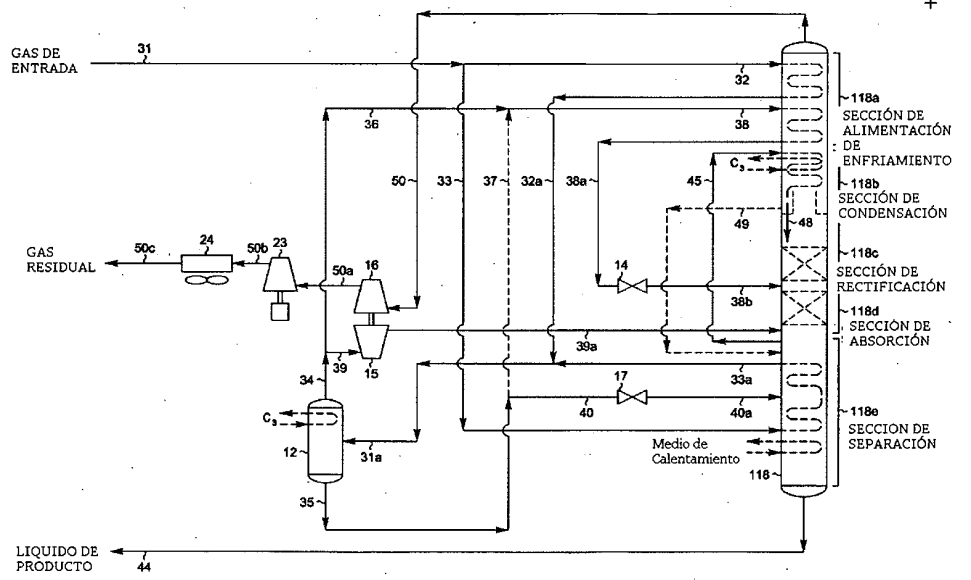


FIG. 6

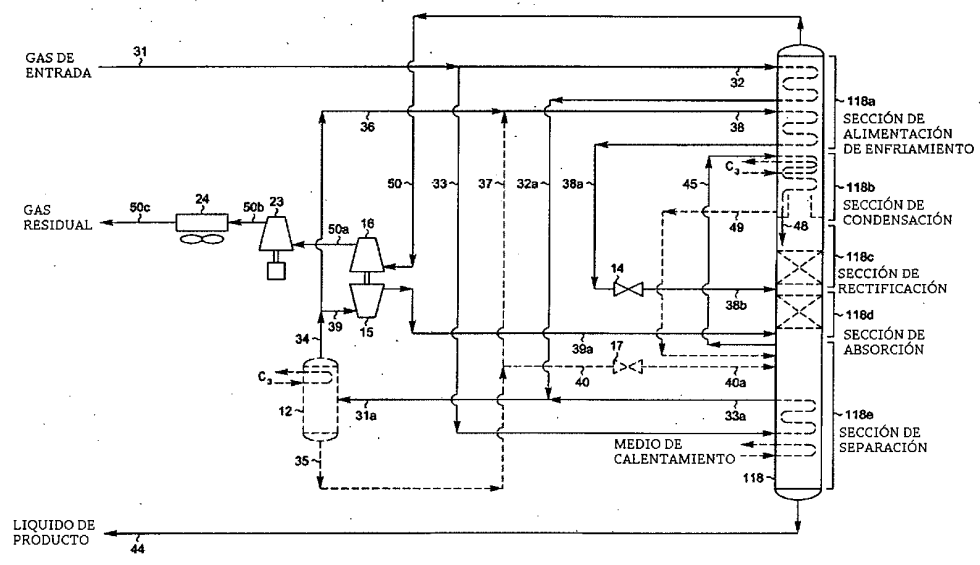


FIG. 7

+

2

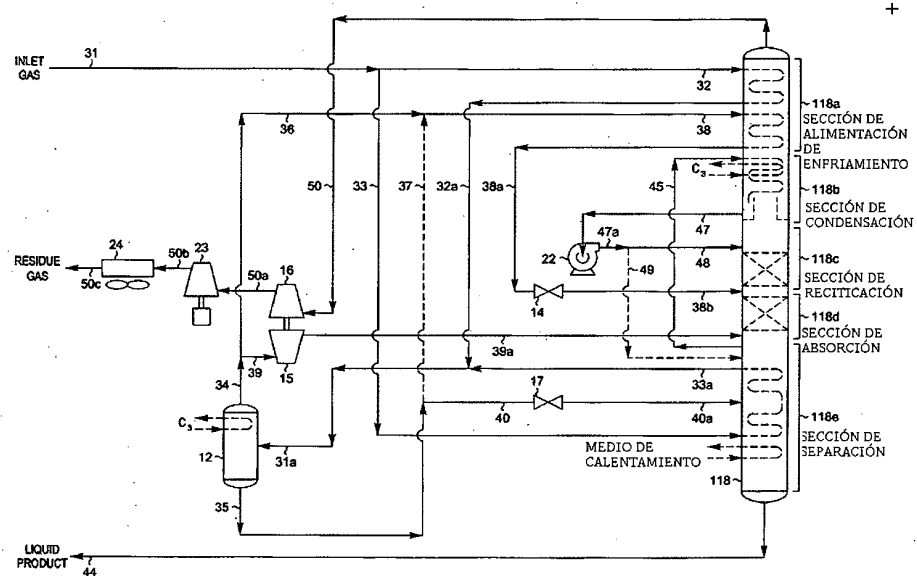


FIG. 8

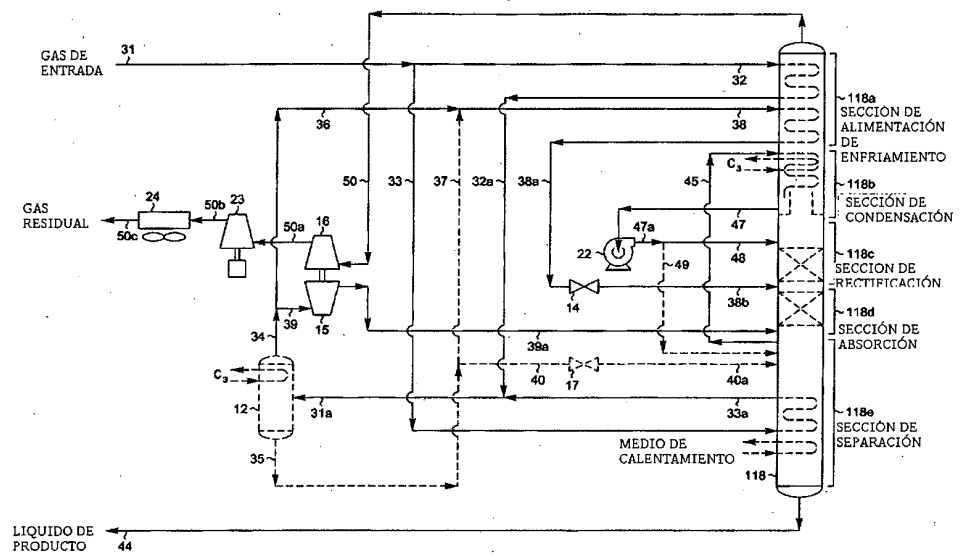


FIG. 9

+

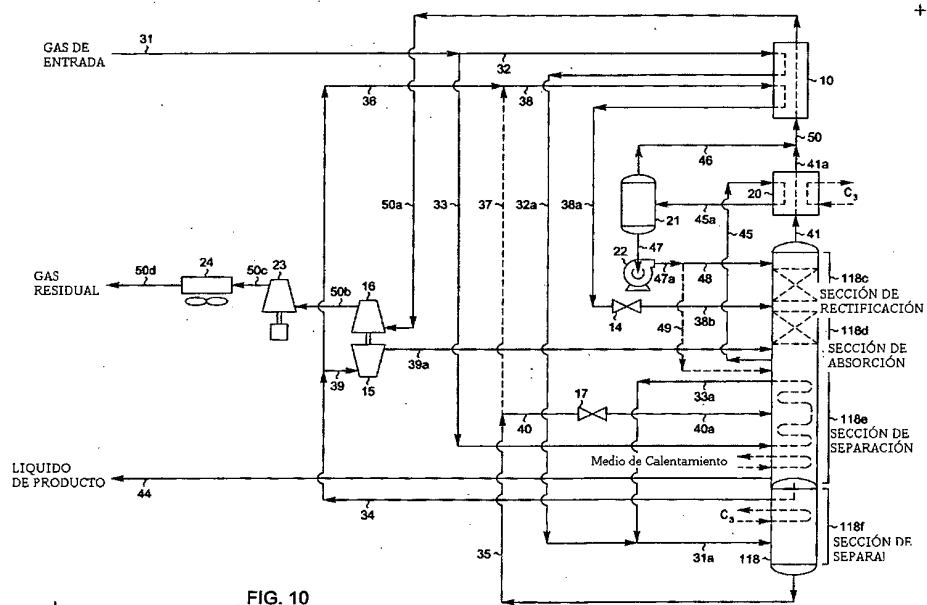


FIG. 10

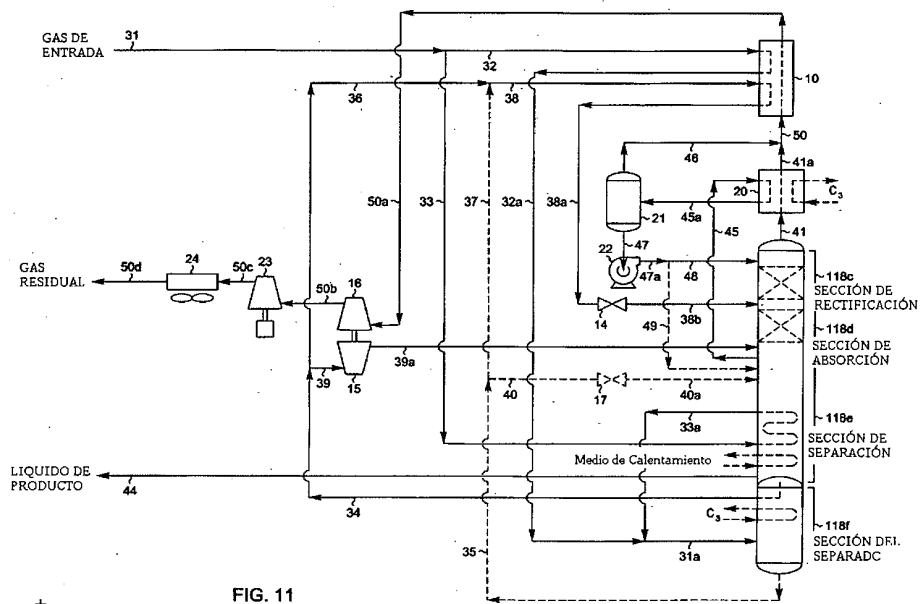


FIG. 11

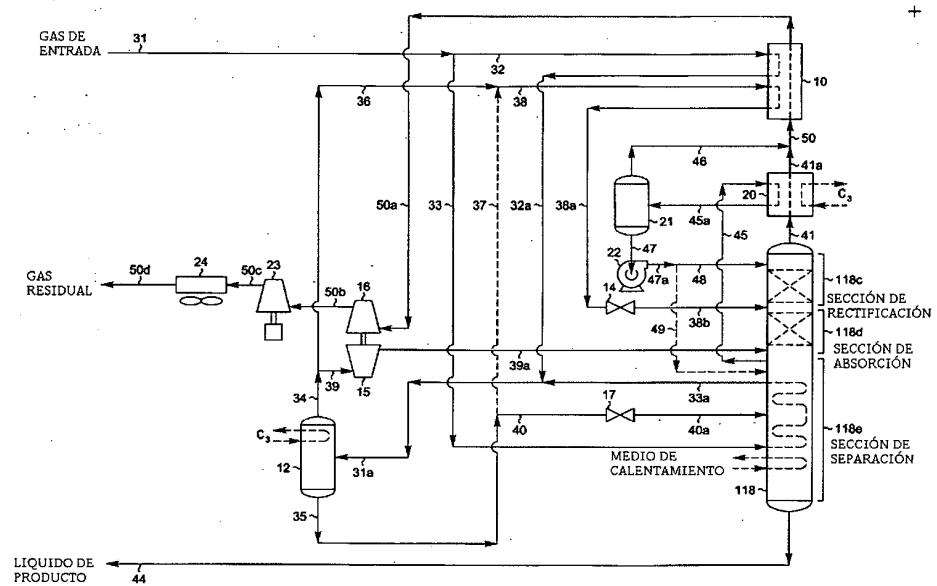


FIG. 12

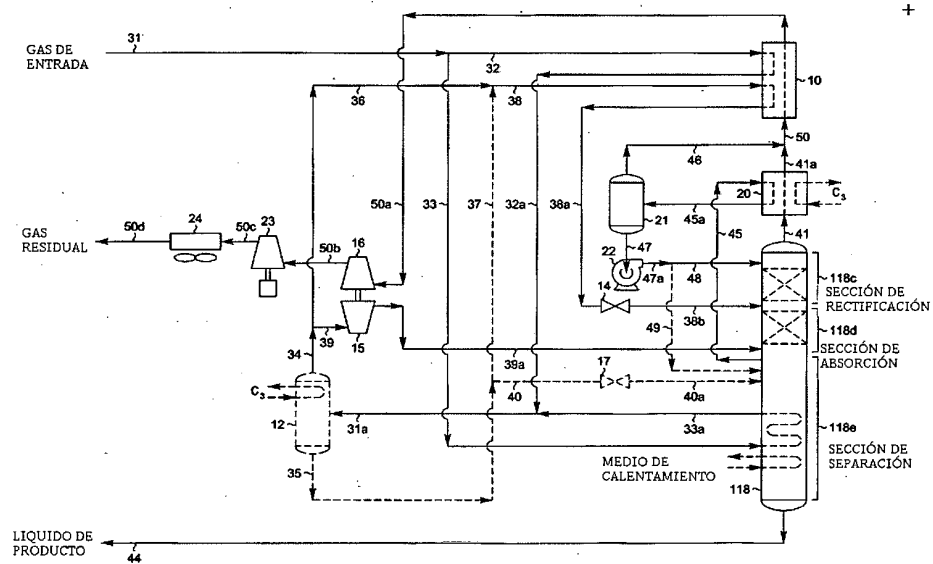


FIG. 13

37

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 77068, USA

Address: 6715 Theall, Houston
Texas 77068, USA

Nombro(amos) a: JUAN PABLO CADENA SARMIENTO y/o CARLOS HUMBERTO PALACIO EASTMAN 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, temas 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 prórogas, renovaciones, anotaciones de trespaso, cambios de nombre y/o domicilio; renunciación; elaborar, transmitir 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.

Heraby 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 vegetable 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, le(s) facuto(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 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.

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

Este poder comprende la facultad de ratificar o confirmar en mi (nuestro) nombre lo actuado así como la facultad de 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

Otorgado y firmado en

Granted and signed in Houston, Texas, USA

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

This... day of... 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 he 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 ésta; 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 herunto 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.

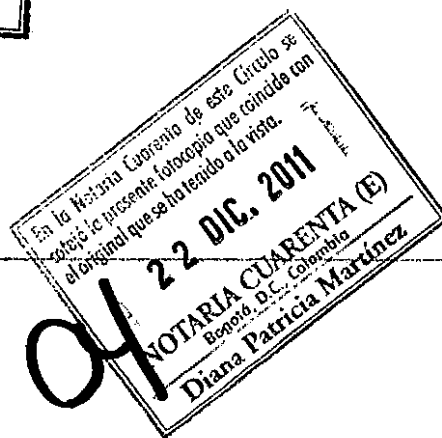
State of Texas)

County of Harris

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.

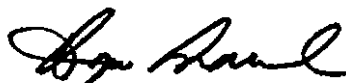
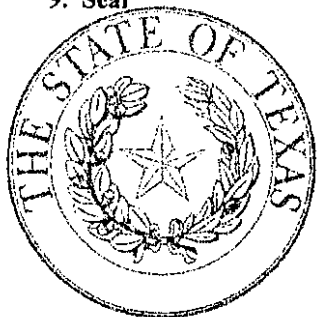
APOSTILLE

(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/dl



77

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



Hay un sello que dice:
EL ESTADO DE TEXAS

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



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 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.

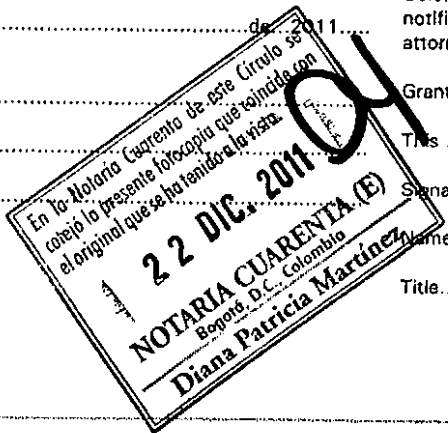
Otorgado y firmado en

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, Bogota, 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.....

JOHN D. WILKINSON
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 Orloff 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.

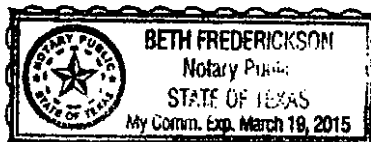
State of Texas

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 Orloff 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 Orloff 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 Orloff 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.

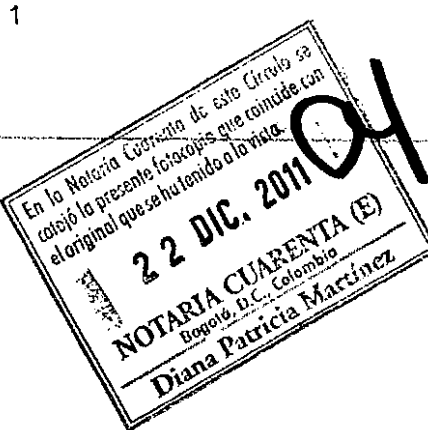
El suscrito Notario hace constar que tuvo a la vista los documentos que prueban la existencia de la sociedad.

Estado: Texas

Bajo la fecha julio 21, 2011

Y que quien confiere el presente poder es su representante.

TRADUCCIÓN OFICIAL No. 11/287
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

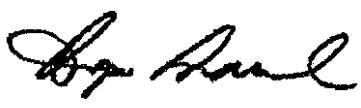
(Convención de la Haya de Octubre 5 de 1961)

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

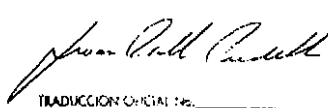
5. En Austin, Texas
6. Hoy agosto 1, 2011
7. Por el Secretario de Estado de Texas
8. Certificado Número **N-810074**



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 DEL:
JUAN PABLO PIEDRAHÍTA ACQUERA
TRADUCTOR E INTERPRETE OFICIAL
RES. 753 DE MARZO 2003
DEL MIN. INTERIOR Y DE JUSTICIA
Correo electrónico: juan.pablo.piedrahita@gmail.com

En la Notaría Cuarenta de este Circuito se
cotejó la presente fotocopia que coincide con
el original que se ha tenido a la vista.
22 DIC. 2011
NOTARIA CUARENTA (E)
Bogotá, D.C., Colombia
Diana Patricia Martínez



No. 11-179430-00000-0000

Fecha: 2011-12-27 16:45:02 Dep. 2020 DIR.NUEVASCR
Tra. 11 PATENTEIYII Evt: 378 FASENACIONALI
Act. 411 PRESENTACION Folios: 84

PATENTE DE INVENCION ☐ MODELO I

☐	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 ☐