



No. 11-179434- -00000-0000

Fecha: 2011-12-27 16:47:56 Dep. 2020 DIR.NUEVASCR
Tra. 11 PATENTEIYII Eve: 378 FASENACIONALI
Act. 411 PRESENTACION Fotos: 98

DELEGATURA PROPIEDAD INDUSTRIAL

División de Nuevas Creaciones

**SOLICITUD
PATENTE DE INVENCION**

ENTRADA EN FASE NACIONAL

21. **EXPEDIENTE No.** _____

PROCESAMIENTO DE GAS DE HIDROCARBUROS

54. **TITULO** _____

51. **CLASIFICACION INTERNACIONAL** _____

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

71. **SOLICITANTE** _____

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

DOMICILIO _____

JUAN PABLO CADENA SARMIENTO

74. **APODERADO** _____

22. **BOGOTÁ, D.C.** _____



SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO



No. 11-179434-00000-0000

Fecha: 2011-12-27 16:47:56
Tra. 11 PATENTEIYII
Act. 411 PRESENTACION

Dep. 2020 DIR.NUEVASCR
Eva: 378 FASENACIONALI
Folios: 96

ión

FORMULARIO ÚNICO DE SOLICITUD DE PATENTE
PCT
ENTRADA EN FASE NACIONAL

1

SOLICITUD DE:



Patente de Invención.



Patente de Modelo de Utilidad.



Capítulo I.



Capítulo II.

2

SOLICITANTE

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

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

Nacionalidad o Domicilio: Estados Unidos de América, respectivamente.

Lugar de Constitución: Estados Unidos de América, respectivamente.

Teléfono:

Fax:

E-mail

IDENTIFICACIÓN

C.C. ☐NIT ☐C.E. ☐Otro ☐

Cual

Número

3

REPRESENTANTE
O APODERADO

Nombre: JUAN PABLO CADENA SARMIENTO

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

Teléfono: 744-2200

Fax: 742-2200

E-mail:

IDENTIFICACIÓN

C.C. ☒NIT ☐C.E. ☐Otro ☐

Cual

Número

80.410.337 TP 57492

En caso de haber presentado poder general para asuntos que se adelanten ante la Delegatura de Propiedad Industrial, 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/US2011/029409

Fecha:

22.03.2011

Publicación Internacional No

WO 2011/123289 A1

Fecha:

06.10.2011

6 Título (54):

PROCESAMIENTO DE GAS DE HIDROCARBUROS

7 Clasificación Internacional (51):

8 Prioridad

SI ☒NO ☐

(33) País de Origen

(32) Fecha

(31) Número de Solicitud

US

31.03.2010

PCT/US2010/0029331

US

31.03.2010

12/750,862

US

03.05.2010

PCT/US2010/0033374

US

03.05.2010

12/772,472

US

21.03.2011

13/052,575

US

21.03.2011

PCT/US2011/0029234

VER HOJA ANEXA

9 Comprobante de pago No. 11-114178, 11-114221, 11-108709, 11-112537, 11-112538

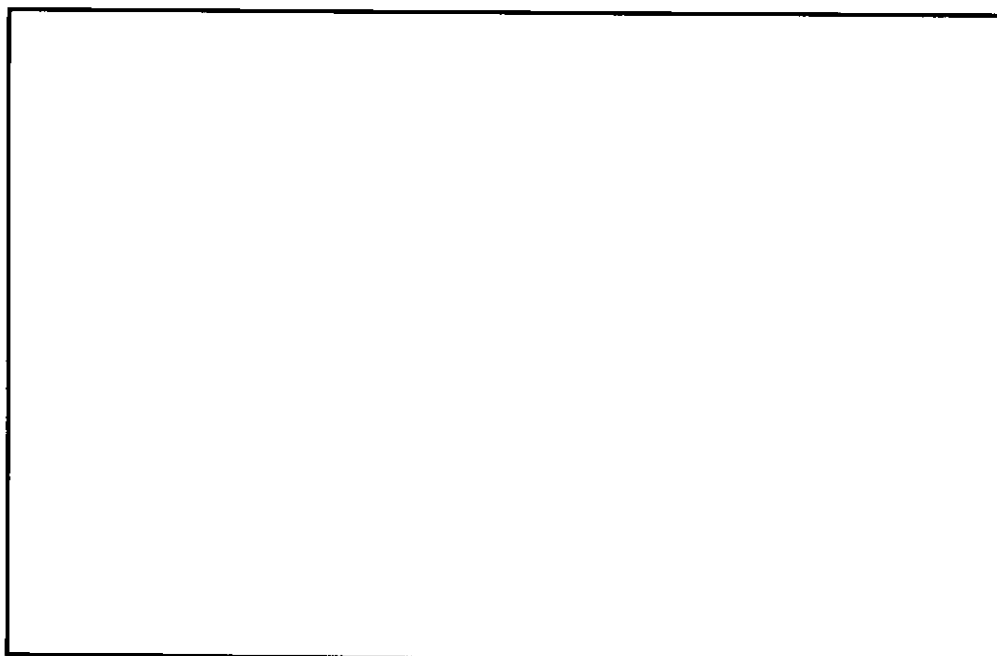
Fecha: 27/12/2011

10

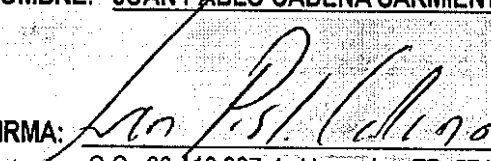
ANEXOS

- ☒ 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 \$ 918.000 (34*\$27.000).

11 FIGURA CARACTERÍSTICA:



12 Solicito la concesión de la patente,

NOMBRE: JUAN PABLO CADENA SARMIENTOFIRMA: 

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

8 Prioridad

(33) País de Origen	(32) Fecha	(31) Número de Solicitud
US	15.03.2011	13/048,315
US	21.03.2011	PCT/US2011/0029239
US	17.05.2010	PCT/US2010/0035121
US	17.03.2011	PCT/US2011/0028872
US	17.05.2010	12/781,259
US	21.03.2011	13/052,348
US	18.03.2011	13/051,682
US	18.03.2011	PCT/US2011/0029034
US	22.03.2011	13/053,792

AS. 119.307 4

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



RECIBO DE CAJA

No. 11 - 114178

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

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

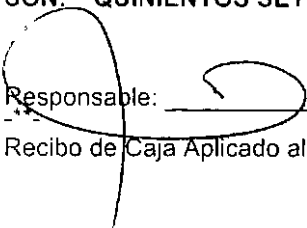
*** Soporte del Pago ***

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

*** Conceptos Pagados ***

CANT.	RENTISTICO	CONCEPTO	VR LUNDITARIO	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. 11-179434- -00000-0000

Fecha: 2011-12-27 16:47:56 Dep. 2020 DIR.NUEVASCR
Tra. 11 PATENTEIYII Eve: 378 FASENACIONALI
Act. 411 PRESENTACION Folios: 96

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

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

Noviembre 23 de 2011 - 16:40:19

As. 119.307 3

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

Industria y Comercio
SUPERINTENDENCIA

RECIBO DE CAJA

No. 11 - 114221

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

RECIBIDO DE : BRIGARD & CASTRO S.A.

NI 860.047.372

*** Soporte del Pago ***

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

*** Conceptos Pagados ***

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

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

Responsable: _____

Recibo de Caja Aplicado al Expediente No. _____

SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO



No. 11-179434- -00000-0000

Fecha: 2011-12-27 16:47:56 Dep. 2020 DIR.NUEVASCR
Tra. 11 PATENTEIYII Eve: 378 FASENACIONALI
Act. 411 PRESENTACION Folios: 98

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

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

Noviembre 23 de 2011 - 16:40:20

AS. 119.3076

SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO

NIT : 800.176.089-2

- / -

Industria y Comercio
SUPERINTENDENCIA

RECIBO DE CAJA

No. 11 - 108709

Bogotá D.C., Noviembre 08 de 2011 - 07:48:00

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	427028033	03/11/2011	35.105.000.00

*** Conceptos Pagados ***

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

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

Responsable: _____

Recibo de Caja Aplicado al Expediente No. _____

SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO



No. 11-179434- -00000-0000

Fecha: 2011-12-27 16:47:56 Dep. 2020 DIR.NUEVASCR
Tra. 11 PATENTEIYII Eve: 378 FASENACIONALI
Act. 411 PRESENTACION Follos: 96

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

Noviembre 8 de 2011 - 07:48:08

AS. 119.3077

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

 Industria y Comercio SUPERINTENDENCIA	RECIBO DE CAJA	No. 11 - 112537
		Bogotá D.C., Noviembre 17 de 2011 - 17:55:14

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

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

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

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

Responsable: _____

Recibo de Caja Aplicado al Expediente No. _____

SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO



No. 11-179434- -00000-0000

Fecha: 2011-12-27 16:47:56 Dep. 2020 DIR.NUEVASCR
Tra. 11 PATENTEIYII Eve: 378 FASENACIONALI
Act. 411 PRESENTACION Folios: 96

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

Noviembre 17 de 2011 - 17:55:25

AS. 119.307 8

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

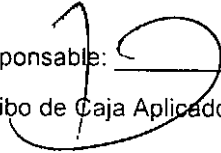
 Industria y Comercio SUPERINTENDENCIA	RECIBO DE CAJA	No. 11 - 112538
		Bogotá D.C., Noviembre 17 de 2011 - 17:55:14

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

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

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

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

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

SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO

No. 11-179434- -00000-0000
Fecha: 2011-12-27 16:47:56 Dep. 2020 DIR.NUEVASCR
Tra. 11 PATENTEIYII Eve: 378 FASENACIONALI
Act. 411 PRESENTACION Folios: 96

(51) International Patent Classification:	13/052,575	21 March 2011 (21.03.2011)	US
<i>F25J 3/00</i> (2006.01)	13/053,792	22 March 2011 (22.03.2011)	US
(21) International Application Number:	PCT/US2011/029409		
(22) International Filing Date:	22 March 2011 (22.03.2011)		
(25) Filing Language:	English		
(26) Publication Language:	English		
(30) Priority Data:			
12/750,862	31 March 2010 (31.03.2010)	US	
PCT/US2010/0029331			
	31 March 2010 (31.03.2010)	US	
12/772,472	3 May 2010 (03.05.2010)	US	
PCT/US2010/0033374	3 May 2010 (03.05.2010)	US	
12/781,259	17 May 2010 (17.05.2010)	US	
PCT/US2010/0035121	17 May 2010 (17.05.2010)	US	
13/048,315	15 March 2011 (15.03.2011)	US	
PCT/US2011/0028872			
	17 March 2011 (17.03.2011)	US	
PCT/US2011/0029034			
	18 March 2011 (18.03.2011)	US	
13/051,682	18 March 2011 (18.03.2011)	US	
13/052,348	21 March 2011 (21.03.2011)	US	
PCT/US2011/0029239			
	21 March 2011 (21.03.2011)	US	
PCT/US2011/0029234			
	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. PRODUCTS LP [US/US]; 6715 Theall, Houston, TX 77066 (US).		
(72) Inventors; and			
(75) Inventors/Applicants (for US only):	JOHNKE, Andrew F. [US/US]; 907 W. Main 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,		

[Continued on next page]

(54) Title: HYDROCARBON GAS PROCESSING

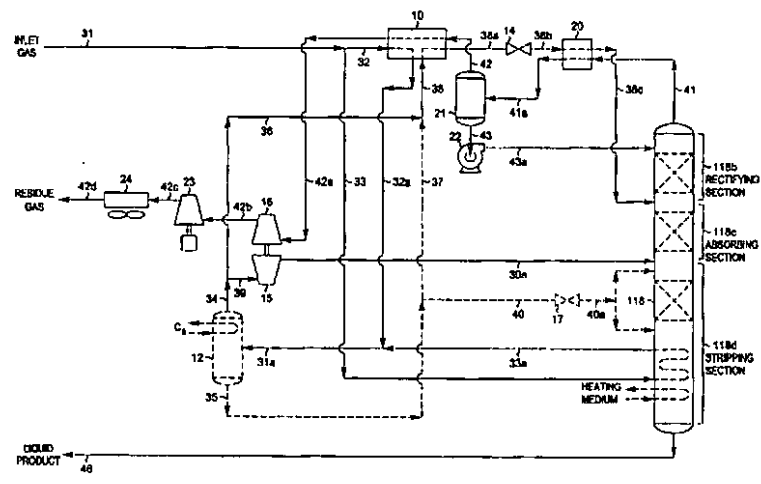


FIG. 9

(57) Abstract: A process and an apparatus are disclosed for a compact processing assembly to recover C₂ (or C₃) 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, heated, and its liquid fraction is supplied as a first top feed to an absorbing means. The second stream is expanded to lower pressure and supplied as a bottom feed to the absorbing means. A distillation vapor stream from the absorbing means is combined with the vapor fraction of the first stream, then cooled by the expanded first stream to form a condensed stream that is supplied as a second top feed to the absorbing means. A distillation liquid stream from the bottom of the absorbing means is heated in a heat and mass transfer means to strip out its volatile components.

WO 2011/123289 A1

HN, HR, HU, ID, IL, IN, IS, JP, KE, KG, KM, KN, KP, KR, KZ, LA, LC, LK, LR, LS, LT, LU, LY, MA, MD, ME, MG, MK, MN, MW, MX, MY, MZ, NA, NG, NI, NO, NZ, OM, PE, PG, PH, PL, PT, RO, RS, RU, SC, SD, SE, SG, SK, SL, SM, ST, SV, SY, TH, TJ, TM, TN, TR, TT, TZ, UA, UG, US, UZ, VC, VN, ZA, ZM, ZW.

ZM, ZW), Eurasian (AM, AZ, BY, KG, KZ, MD, RU, TJ, TM), European (AL, AT, BE, BG, CH, CY, CZ, DE, DK, EE, ES, FI, FR, GB, GR, HR, HU, IE, IS, IT, LT, LU, LV, MC, MK, MT, NL, NO, PL, PT, RO, 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, 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).
Published: — with international search report (Art. 21(3))

PROCESAMIENTO DE GAS DE HIDROCARBUROS

ANTECEDENTES DE LA INVENCION

Esta invención se relaciona con un procedimiento y aparato para la separación de un gas que contiene hidrocarburos.

Los solicitantes demandan los beneficios incluidos en el título 35, Código de los Estados Unidos, Sección 119 (e) del número anterior de solicitud provisional de los Estados Unidos 61/186, 361 que se presentó el 11 de junio de 2009. Los solicitantes también demandan los beneficios incluidos en el título 35, código de los Estados Unidos, Sección 120 como continuación de una parte de la Solicitud de Patente de los Estados Unidos número 13/052,575 que se presentó el 21 de marzo de 2011 y como continuación de una parte de la solicitud de Patente de los Estados Unidos número 13/052, 348 la cual fue presentada el 21 de marzo de 2011 y como continuación de una parte de la Solicitud de Patente de los Estados Unidos número 13/051, 682 la cual se presentó el 18 de marzo de 2011 y como continuación de una parte de la Solicitud de Patente de los Estados Unidos número 13/048,315 la cual se presentó el 15 de marzo de 2011 y como continuación de una parte de la Solicitud de Patente de los Estados Unidos número 12/781,259 la cual se presentó el 17 de mayo de 2010 y como continuación de una parte de la Solicitud de Patente de los Estados Unidos número 12/772, 472 la cual se presentó el 3 de mayo de 2010 y como continuación de una parte de la Solicitud de Patente de los Estados Unidos número 12/750, 862 la cual se presentó el 31 de marzo de 2010 y como continuación de una parte de la Solicitud de Patente de los Estados Unidos número 12/717, 394 la cual se presentó el 4 de marzo de 2010 y como continuación de una parte de la Solicitud de Patente de los Estados Unidos número 12/689,616 la cual se presentó el 19 de enero de 2010 y como continuación de una parte de la Solicitud de Patente de los Estados Unidos número 12/372,604 la cual se presentó el 17 de febrero de 2009. Los cesionarios S.M.E. Products LP y Ortloff Engineers, Ltd., fueron partes de un acuerdo de investigación en conjunto realizada antes de la invención tratada en esta solicitud.

El etileno, etano, propileno, propano y/o hidrocarburos más pesados se pueden recuperar de una diversidad de gases tales como gas natural, gas de refinería y corrientes de gas sintéticas que se obtienen de otros materiales de hidrocarburos tales como carbón, petróleo crudo, nafta, esquisto bituminoso, arena mezclada con alquitrán y lignito. El gas natural habitualmente tiene una proporción

mayor de metano y etano, es decir, el metano y etano comprenden juntos por lo menos 50 moles por ciento del gas. El gas también contiene cantidades relativamente menores de hidrocarburos más pesados tales como propano, butanos, pentanos y similares así como hidrógeno, nitrógeno, dióxido de carbono y otros gases.

La presente invención se relaciona de manera general con la recuperación de etileno, etano, propileno, propano e hidrocarburos más pesados de las corrientes de gas. Un análisis típico de una corriente de gas que va a ser procesada de acuerdo con esta invención sería, en moles por ciento aproximados, 90.3% de metano, 4.0% de etano y otros componentes de 2 átomos de carbono, 1.7% de propano y otros componentes de 3 átomos de carbono, 0.3% de isobutano, 0.5% de butano normal y 0.8% de pentanos superiores, el resto constituido de nitrógeno y dióxido de carbono. Algunas veces también están presentes gases que contienen azufre.

Las fluctuaciones históricamente cíclicas de los precios tanto de gas natural como sus constituyentes de gas natural líquido (NGL, por sus siglas en inglés) tiene a veces reducido el valor en aumento de etano, etileno, propano, propileno y componentes más pesados como productos líquidos. Esto ha resultado en una demanda por procedimientos que pueden proporcionar recuperaciones más eficientes de estos productos, por procedimientos que pueden proporcionar recuperaciones eficientes con menor inversión de capital y por procedimientos que pueden adaptarse o ajustarse fácilmente para variar la recuperación de un componente específico sobre un intervalo amplio. Un procedimiento disponible para separar estos materiales incluye aquellos que se basan en enfriamiento y refrigeración de gas, absorción de petróleo y absorción de petróleo refrigerado. Adicionalmente, los procedimientos criogénicos se han vuelto populares debido a la disponibilidad de equipo económico que produce energía mientras simultáneamente expande y extrae calor del gas que es procesado. En base en la presión de la fuente de gas, la riqueza del gas (el contenido de etano, etileno e hidrocarburos más pesados) y los productos finales que se deseen se puede utilizar cada uno de los procedimientos o una combinación de los mismos.

El procedimiento de expansión criogénica ahora se prefiere de manera general para recuperación de gas natural líquido debido a que proporciona una sencillez máxima con facilidad de arranque, flexibilidad de operación, buena eficiencia, seguridad y buena confiabilidad. Las patentes de E.U.A. números 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; y la reexpedición de la patente de E.U.A. número 33,408; y las solicitudes copendientes números 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; 13/052,348 Y 13/052,575 describe procedimientos relevantes (aunque la descripción de la presente invención en algunos casos se basa en condiciones de procesamiento diferentes a las descritas en las patentes de E.U.A. mencionadas).

En un procedimiento de recuperación de expansión criogénica a típico, una corriente de gas de alimentación bajo presión se enfría por intercambio de calor con otras corrientes del procedimiento y/o fuentes externas de refrigeración tal como un sistema de compresión/refrigeración de propano. Conforme el gas se enfría se pueden condensar líquidos y se pueden recolectar en uno o más separadores como líquidos de alta presión que contienen parte de los componentes deseados de dos o más átomos de carbono. Dependiendo de la riqueza del gas y la cantidad de líquidos que se formen, los líquidos de alta presión se pueden expandir a una presión menor y se pueden fraccionar. La vaporización que se produce durante la expansión de los líquidos resulta en enfriamiento adicional de la corriente. Bajo ciertas condiciones, el pre-enfriamiento de líquidos a alta presión antes de la expansión puede ser deseable con el fin de disminuir aún más la temperatura que resulta de la expansión. La corriente expandida, que comprende una mezcla de líquido y vapor, se fracciona en una columna de destilación (desmetanizadora o desetanizadora). En la columna, una o varias corrientes enfriadas de expansión se destilan para separar metano residual, nitrógeno y otros gases volátiles como vapor de la fracción superior de los componentes deseados de 2 átomos de carbono, los componentes de 3 átomos de carbono y componentes de hidrocarburos más pesados como producto líquido del fondo o para separar metano residual, componentes de 2 átomos de carbono, nitrógeno y otros gases volátiles como vapor de la fracción superior de los componentes de 3 átomos de carbono deseados y componentes de hidrocarburos más pesados como un producto líquido del fondo.

Si el gas de alimentación no se condensa totalmente (habitualmente no lo hace) el vapor que permanece de la condensación parcial se puede dividir en

dos corrientes. Una porción del vapor se hace pasar a través de una máquina o motor de expansión de trabajo o una válvula de expansión a una presión menor a la cual se condensan líquidos adicionales 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 a la columna.

La porción remanente del vapor es enfriada a condensación sustancial por intercambio de calor con otras corrientes de procedimiento, por ejemplo, la fracción superior de torre de fraccionamiento frío. Parte o la totalidad del líquido a alta presión se puede combinar con esta porción de vapor antes del enfriamiento. La corriente enfriada resultante después se expande a través de un dispositivo de expansión apropiado, tal como una válvula de expansión, a la presión a la cual es operada el desmetanizador. Durante la expansión, una porción del líquido vaporizará, lo que resulta en enfriamiento de la corriente total. La corriente expandida de destilación instantánea es suministrada como alimentación superior al desmetanizador. Típicamente, la porción de vapor de la corriente expandida de destilación instantánea y el vapor de la fracción superior del desmetanizador se combinan en una sección separadora superior en la torre de fraccionamiento como gas de producto metano residual. De manera alternativa, la corriente enfriada y expandida se puede suministrar a un separador para proporcionar corrientes de vapor y de líquido. El vapor se combina con la fracción superior de la torre y el líquido se suministra en la columna como alimentación de columna superior.

En la operación ideal del procedimiento de separación, el gas residual que abandona el procedimiento contendrá sustancialmente la totalidad del metano en el gas de alimentación con esencialmente ninguno de los componentes de hidrocarburos más pesados y la fracción del fondo que salga del desmetanizador contendrá sustancialmente la totalidad de los componentes de hidrocarburos más pesados esencialmente sin metano o componentes más volátiles. No obstante, en la práctica, esta situación ideal no se obtiene debido a que el desmetanizador convencional es operado principalmente como una columna de separación. El producto de metano del procedimiento, por lo tanto típicamente comprende vapores que quedan en la etapa de fraccionamiento superior de la columna, junto con vapores no sometidos a etapa de rectificación alguna. Se producen pérdidas considerables de componentes de 2, 3 y 4 o más

átomos de carbono debido a que la alimentación del líquido superior contiene cantidades sustanciales de estos componentes y componentes de hidrocarburos más pesados, lo que resulta en cantidades al equilibrio correspondientes de componentes de 2 átomos de carbono, componentes de 3 átomos de carbono, componentes de 4 átomos de carbono y componentes de hidrocarburos más pesados en los vapores que abandonan la etapa de fraccionamiento superior del desmetanizador. La pérdida de estos componentes deseables puede reducirse de manera significativa si los vapores ascendentes se pueden poner en contacto con una cantidad significativa de líquido (de reflujo) capaz de absorber los componentes de 2 átomos de carbono, los componentes de 3 átomos de carbono, los componentes de 4 átomos de carbono y los componentes de hidrocarburos más pesados de los vapores.

En años recientes, los procedimientos preferidos para separación de hidrocarburos utilizan una sección absorbedora superior para proporcionar rectificación adicional de los vapores ascendentes. Un método de generación de una corriente de reflujo para la sección de rectificación superior es utilizar la corriente condensada sustancialmente y expandida de manera instantánea para enfriar y condensar parcialmente el vapor de la fracción superior de la columna, en donde la corriente expandida por destilación instantánea y calentada después se dirige a un punto de alimentación en la parte media de la columna en el desmetanizador. El líquido condensado del vapor de la fracción superior de columna se separa y se suministra como alimentación superior del desmetanizador mientras que el vapor no condensado se descarga como un producto gaseoso de metano residual. La corriente expandida por destilación instantánea y calentada únicamente se vaporiza parcialmente y de esta manera contiene una cantidad sustancial del líquido que sirve como reflujo suplementario para el desmetanizador, de manera que la alimentación de reflujo superior después puede rectificar los vapores que abandonan la sección inferior de la columna. La patente de E.U.A. número 4,854,955 es un ejemplo de un procedimiento de este tipo.

La presente invención utiliza un medio novedoso para realizar las diversas etapas descritas en lo anterior más eficientemente y utilizando menos piezas de equipo. Esto se lleva a cabo al combinar lo que hasta ahora han sido artículos de equipo individuales en un alojamiento común, por lo que se reduce el espacio utilizado que se requiere para la planta de procesamiento y se reducen los costos de capital de la instalación. Sorprendentemente, los solicitantes han

encontrado que una distribución más compacta también reduce de manera significativa el consumo de energía que se requiere para obtener el nivel de recuperación dado, por lo que se incrementa la eficiencia de procedimiento y se reducen los costos de operación de la instalación. Además, una distribución más compacta también elimina mucha de la tubería que se utiliza para interconectar artículos de equipo individuales en diseños de planta tradicionales, lo que reduce aún más los costos de capital y también elimina las conexiones de tubería con collarín asociadas. Dado que los collarines de tubería son una fuente de fuga potencial para hidrocarburos (los cuales con compuestos orgánicos volátiles, VOC, que contribuyen a los gases de efecto invernadero y también son precursores de la formación de ozono atmosférico), la eliminación de estos collarines reduce el potencial de emisiones atmosféricas que puedan dañar al ambiente.

De acuerdo con la presente invención, se ha encontrado que se pueden obtener recuperaciones de sustancia de 2 átomos de carbono que exceden de 86%. Similarmente, en algunos casos en donde la recuperación de componentes de 2 átomos de carbono no se desea, se pueden obtener recuperaciones de sustancias de 3 átomos de carbono que exceden de 99% mientras que proporcionan rechazo esencialmente completo de componentes de 2 átomos de carbono a la corriente de gas residual. Además, la presente invención vuelve posible una separación esencialmente de 100% de metano (o componentes de 2 átomos de carbono) y componentes más ligeros de los componentes de 2 átomos de carbono (o componentes de 3 átomos de carbono) y componentes más pesados con requerimientos de energía menores en comparación con la técnica anterior y al mismo tiempo se mantiene el mismo nivel de recuperación. La presente invención, aunque es aplicable a presiones menores y temperaturas más calientes, es particularmente útil cuando se procesan gases de alimentación en un intervalo de 2,758 kPa (400 psia) a 10,342 kPa(a) [1500 psia] o bajo condiciones más elevadas que requieren temperaturas de la fracción superior de columna de recuperación NGL de -46°C (-50°F) o más frías.

Para una mejor comprensión de la presente invención se hace referencia a los siguientes ejemplos y figuras. Con referencia a las figuras:

la **figura 1** y la **figura 2** muestran diagramas de flujo de plantas de procesamiento de gas natural de la técnica anterior de acuerdo con la patente de Estados Unidos número 4,854,955;

la **figura 3** muestra un diagrama de flujo de una planta de procesamiento de gas natural de acuerdo con la presente invención; y

la figura 4, figura 5, figura 6, figura 7, figura 8, figura 9 y la figura 10 muestran diagramas de flujo que ilustran medios alternativos de aplicación de la presente invención a una corriente de gas natural.

En la siguiente explicación de las figuras anteriores, se proporcionan tablas que resumen los caudales calculados para condiciones de procedimiento representativas. En las tablas que aparecen en la presente, los valores para los caudales (en moles por hora) se han redondeado al número entero más cercano por conveniencia. Las velocidades de corriente totales que se muestran en las tablas incluyen todos los componentes que no son hidrocarburos y por lo tanto generalmente son mayores que la suma de los caudales de corriente para los componentes que son hidrocarburos. Las temperaturas indicadas son valores aproximados redondeados al grado más cercano. Debe hacerse notar que los cálculos de diseño de procedimiento realizados con el propósito de comparar los procedimientos que se muestran en las figuras se basan en la suposición de que no hay fuga de calor desde (o hacia) el medio circundante hacia (o desde) el procedimiento. La calidad de los materiales aislantes disponibles comercialmente vuelve esta una suposición muy razonable y habitualmente esto lo considera una persona experta en el ámbito.

Por conveniencia, los parámetros de procedimiento se reportan tanto en unidades Británicas tradicionales como en unidades del Système International d'Unités (SI). Los caudales molares proporcionados en las tablas se pueden interpretar como libras mol por hora o kilogramos mol por hora. Los consumos de energía reportados como caballos de fuerza (HP) y/o miles de unidades térmicas británicas por hora (MBTU/Hr) corresponden a los caudales molares establecidos en libras mol por hora. Los consumos de energía reportados como kilowatts (kW) corresponden a los caudales molares establecidos en kilogramos moles por hora.

DESCRIPCION DE LA TECNICA ANTERIOR

La figura 1 es un diagrama de flujo de procedimiento que muestra el diseño de una planta de procesamiento para recuperar componentes de más de 2 átomos de carbono a partir de gas natural utilizando la técnica anterior de acuerdo con la patente de E.U.A. número 4,854,955. En esta simulación del procedimiento, el gas de entrada entra a la planta a 43°C (110°F) y 6,307 kPa(a) (915 psia) como corriente 31. Si el gas de entrada contiene una concentración de compuestos de azufre los cuales pueden evitar que la corrientes de producto satisfagan las especificaciones, se eliminan los compuestos de azufre mediante pretratamiento apropiado del gas de alimentación (no ilustrado). Además, la corriente de

alimentación habitualmente se deshidrata para evitar la formación de hidrato (hielo) bajo condiciones criogénicas. Típicamente se ha utilizado para este propósito desecante sólido.

La corriente 31 de alimentación se divide en dos porciones, las corrientes 32 y 33. La corriente 32 se enfría a -37°C (-34°F) en el intercambiador 10 de calor por intercambio de calor con una corriente 42a de gas de residuo frío, mientras que la corriente 33 se enfría a -25°C (-13°F) en el intercambiador 11 de calor por intercambio de calor con líquidos del hervidor desmetanizador a 11°C (52°F) (corriente 45) y líquidos de hervidor laterales a -45°C (-49°F) (corriente 44). Las corrientes 32a y 33a se recombinan para formar la corriente 31a la cual entra al separador 12 a -33°C (-28°F) y 6,155 kPa(a) (893 psia), en donde el vapor (corriente 34) se separa del líquido condensado (corriente 35).

El vapor (corriente 34) del separador 12 se divide en dos corrientes, 36 y 39. La corriente 36, que contiene aproximadamente 27% del vapor total, se combina con el líquido separador (corriente 35) y la corriente 38 combinada pasa a través del intercambiador 13 de calor en la relación de intercambio de calor con la corriente 42 de gas residual frío en donde se enfría hasta condensación sustancial. La corriente 38a condensada sustancialmente resultante a -93°C (-135°F) después se expande instantáneamente a través de la válvula 14 de expansión hasta ligeramente por encima de la presión de operación (aproximadamente 2730 kPa(a) (396 psia)) de la torre 18 de fraccionamiento. Durante la expansión una porción del vapor se vaporiza, lo que resulta en enfriamiento de la corriente total. En el procedimiento que se ilustra en la figura 1, la corriente 38b expandida que abandona la válvula 14 de expansión alcanza una temperatura de -94°C (-138°F) antes de entrar al intercambiador 20 de calor. En el intercambiador 20 de calor, la corriente expandida instantáneamente se calienta y vaporiza parcialmente conforme proporciona enfriamiento y condensación parcial de la corriente 41 de la fracción superior de columna, con la corriente 38c calentada a -95°C (-139°F), posteriormente suministrada a la torre 18 de fraccionamiento en un punto de alimentación en la parte media de la columna, superior. (Nótese que la temperatura de la corriente 38b/38c disminuye ligeramente conforme se calienta, debido a la caída de presión a través del intercambiador 20 de calor y la vaporización resultante de parte del metano líquido contenido en la corriente).

El 73% restante de vapor del separador 12 (corriente 39) entra a una máquina 15 de expansión de trabajo en la cual se extrae la energía mecánica de

esta porción de la alimentación a alta presión. La máquina 15 expande el vapor sustancialmente de modo isentrópico a la presión de operación de la torre, con la expansión de trabajo que enfría la corriente 39a expandida a una temperatura de aproximadamente -71°C (-95°F). Los expansores disponibles comercialmente típicos son capaces de recuperar en el orden de 80-85% del trabajo disponible teóricamente en una expansión isentrópica ideal. El trabajo recuperado con frecuencia se utiliza para impulsar un compresor centrífugo (tal como el inciso 16) que se puede utilizar para volver a comprimir la corriente de gas residual calentada (corriente 42b), por ejemplo. La corriente 39a expandida y condensada parcialmente posteriormente se suministra como alimentación a la torre 18 de fraccionamiento en un punto de alimentación en la parte media de la columna inferior.

El vapor de la fracción superior de columna (corriente 41) se extrae de la parte superior del desmetanizador 18 y se enfría de -93°C (-136°F) a -94°C (-138°F) y se condensa parcialmente (corriente 41a) en el intercambiador 20 de calor por intercambio de calor con la corriente 38b condensada sustancialmente expandida de manera instantánea, como se ha descrito previamente. La presión de operación en el separador 21 de reflujo (2,696 kPa(a) (391 psia)) se mantiene ligeramente por debajo de la presión de operación del desmetanizador 18. Esto proporciona la fuerza de impulso la cual provoca que la corriente 41 de vapor de la fracción superior fluya a través del intercambiador 20 de calor y de aquí al separador 21 de reflujo en donde el líquido condensado (corriente 43) se separa del vapor no condensado (corriente 42). La corriente 43 líquida del separador 21 de reflujo se bombea por la bomba 22 a una presión ligeramente por encima de la presión de operación del desmetanizador 18, y una corriente 43a después se suministra como alimentación de columna superior fría (reflujo) al desmetanizador 18. Este reflujo líquido frío absorbe y condensa los componentes de 2 átomos de carbono, los componentes de 3 átomos de carbono y los componentes más pesados en los vapores que ascienden a través de la región superior de la sección 18a absorbente del desmetanizador 18.

El desmetanizador en la torre 18 es una columna de destilación convencional que contiene una pluralidad de platos separados verticalmente, uno o más lechos empacado o alguna combinación de platos y empacado. Como con frecuencia es el caso en plantas de procesamiento de gas natural, la torre de desmetanización consiste de dos secciones; una sección 18a absorbente superior (rectificación) que contiene los platos y/o el empacado para proporcionar el

contacto necesario entre la porción de vapor de la corriente 39a expandida que asciende, y un líquido frío que desciende para condensar y absorber los componentes de 2 átomos de carbono, los componentes de 3 átomos de carbono y componentes más pesados; y una sección 18b de purificación inferior (desmetanización) que contiene los platos y/o el empacado para proporcionar el contacto necesario entre los líquidos que descienden y los vapores que ascienden. La sección 18b desmetanizante también incluye hervidores (tal como el hervidor y el hervidor lateral descrito previamente) los cuales calientan y vaporizan una porción de los líquidos que fluyen hacia abajo de la columna para proporcionar los vapores de separación los cuales fluyen hacia arriba de la columna para separar el producto líquido (corriente 46) de metano y componentes más ligeros. La corriente 46 de producto líquido sale del fondo de la torre a 25°C (77°F), en base en una especificación típica de una relación de metano respecto a etano de 0.010:1 en una base en masa, en el producto del fondo.

La corriente 42 de vapor del separador 21 de reflujo es la corriente de gas residual fría. Pasan a contracorriente, al gas de alimentación de entrada en el intercambiador 13 de calor en donde se calienta a -48°C (-54°F) (corriente 42a) en el intercambiador 10 de calor en donde se calienta a 37°C (98°F) (corriente 42b) conforme proporciona enfriamiento, como se ha descrito previamente. El gas residual después se vuelve a comprimir en dos etapas. La primera etapa es el compresor 16 impulsado por la máquina 15 de expansión. La segunda etapa es el compresor 23 impulsado por una fuente de energía suplementaria la cual comprime el gas residual (corriente 42d) a presión de línea de ventas. Después de enfriar a 43°C (110°F) en el enfriador 24 de descarga, la corriente 42e de gas residual fluye a la tubería de gas de ventas a 6,307 kPa(a) (915 psia) suficiente para satisfacer los requerimientos de línea (habitualmente en el orden de la presión de entrada).

Un resumen de los caudales de corriente y el consumo de energía para el procedimiento ilustrado en la figura 1 se establece en la siguiente tabla:

TABLA 1

Resumen de flujo de corriente - Libras moles/h [kg moles/h]

<u>Corriente</u>	<u>Metano</u>	<u>Etano</u>	<u>Propano</u>	<u>Butanos e hidrocarburos superiores</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
36	3,317	136	49	21	3,607
38	3,520	181	103	173	4,072
39	8,878	365	130	56	9,654
41	12,449	86	7	1	12,788
43	60	4	2	1	69
42	12,389	82	5	0	12,719
46	9	464	228	229	1,007

Recuperaciones*

Etano	84.99%
Propano	97.74%
Butanos y superiores	99.83%

Energía

Compresión de gas residual	9,050 kW (5,505 HP)
----------------------------	---------------------

*(En base en caudales no redondeados).

La figura 2 es un diagrama de flujo de procedimiento que muestra una manera en la cual el diseño de la planta de procesamiento en la figura 1 se puede adaptar para operar a un nivel de recuperación de componente de 2 átomos de carbono menor. Este es un requerimiento común cuando son variables los valores relativos de gas natural hidrocarburos líquidos, lo que provoca que a veces la recuperación de los componentes de dos átomos de carbono no sea rentable. El procedimiento de la figura 2 se ha aplicado a la misma composición de gas de alimentación y condiciones a lo descrito previamente para la figura 1. No obstante, en la simulación del procedimiento de la figura 2, las condiciones de operación del procedimiento se han ajustado para rechazar casi la totalidad de los componentes de 2 átomos de carbono al gas residual en vez de recuperarlos en el producto líquido inferior de la torre de fraccionamiento.

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

El vapor (corriente 34) del separador 12 se divide en dos corrientes, 36 y 39. La corriente 36 que contiene aproximadamente 28% del vapor total se combina con el líquido separador (corriente 35) y la corriente 38 combinada pasa a través del intercambiador de calor 13 en una relación de intercambio de calor con la corriente 42 de gas residual frío en donde se enfría hasta condensación

sustancial. La corriente 38a condensada sustancialmente resultante, a -81°C (-114°F), después se expande instantáneamente a través de la válvula 14 de expansión hasta ligeramente por encima de la presión de operación (aproximadamente 2758 kPa(a) (400 psia)) de la torre 18 de fraccionamiento. Durante la expansión se vaporiza una porción del vapor, lo que resulta en enfriamiento de la corriente total. En el procedimiento que se ilustra en la figura 2, la corriente 38b expandida que abandona la válvula 14 de expansión alcanza una temperatura de -94°C (-37°F) antes de entrar al intercambiador 20 de calor. En el intercambiador 20 de calor, la corriente expandida instantáneamente se calienta y vaporiza parcialmente conforme proporciona enfriamiento y condensación parcial de la corriente 41 de la fracción superior de columna, con la corriente 38c calentada a -77°C (-107°F) posteriormente suministrada a la torre 18 de fraccionamiento en un punto de alimentación de la parte media de la columna superior.

El 72% restante del vapor del separador 12 (corriente 39) entra a una máquina 15 de expansión de trabajo y la cual se extrae energía mecánica de esta porción de la alimentación a alta presión. La máquina 15 expande el vapor de manera sustancialmente isentrópica a la presión de operación de la torre, con la expansión de trabajo que enfría la corriente 39a expandida a una temperatura de aproximadamente -50°C (-58°F) antes de que se suministre como alimentación a la torre 18 de fraccionamiento en un punto de alimentación de la parte media de la columna inferior.

El vapor de la fracción superior de la columna (corriente 41) se extrae de la parte superior del desetanizador 18 y se enfría de -74°C (-102°F) a -83°C (-117°F) y se condensa parcialmente (corriente 41a) en el intercambiador 20 de calor por intercambio de calor con la corriente 38b condensada sustancialmente y expandida de manera instantánea, como se ha descrito previamente. La corriente 41a condensada parcialmente entra al separador 21 de reflujo, operando a 2,723 kPa(a) (395 psia), en donde el líquido condensado (etapa 43) se separa del vapor no condensado (corriente 42). La corriente 43 de líquido del separador 21 de reflujo se bombea por la bomba 22 a una presión ligeramente por encima de la presión de operación del desetanizador 18 y la corriente 43a después se suministra como alimentación de columna superior fría (reflujo) al desetanizador 18.

La corriente 46 de producto líquido que sale del fondo de la torre a 106°C (223°F), en base en una especificación típica de una relación de etano

respecto a propano de 0.050:1 en una base molar en el producto del fondo. El gas residual frío (corriente 42 de vapor del separador 21 de reflujo) pasa a contracorriente al gas de alimentación que entra en el intercambiador 13 de calor en donde se calienta a -31°C (-25°F) (corriente 42a) y el intercambiador 10 de calor en donde se calienta a 41°C (105°F) (corriente 42b) conforme proporciona enfriamiento, como se ha descrito previamente. El gas residual después se vuelve a comprimir en dos etapas, el compresor 16 impulsado por la máquina 15 de expansión y el compresor 23 impulsado por una fuente de energía suplementaria. Después de que la corriente 42d se enfría a 43°C (110°F) en el enfriador 24 de descarga, el producto de gas residual (corriente 42e) fluye a la tubería de gas de ventas a 6,307 kPa(a) (915 psia).

Un resumen de los caudales de corriente y el consumo de energía para el procedimiento que se ilustra en la figura 2 se establece en la siguiente tabla:

<u>TABLA II</u>					
<u>RESUMEN DE FLUJO DE CORRIENTE-LIBRAS MOL/H [KG MOL/H]</u>					
<u>corriente</u>	<u>metano</u>	<u>etano</u>	<u>propano</u>	<u>butanos e hidrocarburos superiores</u>	<u>total</u>
31	12,398	546	233	229	13,726
34	12,332	532	215	128	13,523
35	66	14	18	101	203
36	3,502	151	61	36	3,841
38	3,568	165	79	137	4,044
39	8,830	381	154	92	9,682
41	13,441	1,033	7	0	14,877
43	1,043	498	6	0	1,624
42	12,398	535	1	0	13,253
46	0	11	232	229	473

Recuperaciones*

Propano	99.50%
butanos e hidrocarburos superiores	100.00%

Energía

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

*(basado en caudales no redondeados)

DESCRIPCION DE LA INVENCION

EJEMPLO 1

La figura 3 ilustra un diagrama de flujo de un procedimiento de acuerdo con la presente invención. La composición de gas de alimentación y las condiciones consideradas en el procedimiento presentado en la figura 3 son las mismas que los de la figura 1. En consecuencia, el procedimiento de la figura 3 se puede comparar con el procedimiento de la figura 1 para ilustrar las ventajas de la presente invención.

En la simulación del procedimiento de la figura 3, el gas de entrada entra a la planta como la corriente 31 y se divide en dos porciones, corrientes 32 y 33. la primera porción, corriente 32, entra a un medio de intercambio de calor en la región superior de la sección 118a de enfriamiento de alimentación dentro del montaje 118 de procesamiento. Este medio de intercambio de calor puede estar constituido de un intercambiador de calor del tipo de aleta y tubo, un intercambiador de calor de tipo de placa, un intercambiador de calor del tipo de aluminio de cobresoldadura u otro tipo de dispositivo de transferencia de calor que incluye intercambiadores de calor de pasos múltiples y/o de servicio múltiple. El medio de intercambio de calor está configurado para proporcionar intercambios de calor entre la corriente 32 que fluye a través de un paso del medio de intercambio de calor y una corriente de vapor de destilación que surge de la sección 118b de rectificación dentro del montaje 118 de procesamiento que ha sido calentado en un medio de intercambio de calor en la región inferior de la sección 118a de enfriamiento de alimentación. La corriente 32 se enfría mientras se calienta adicionalmente la corriente de vapor de destilación con la corriente 32a que abandona el medio de intercambio de calor a -34°C (-29°F).

La segunda porción, corriente 33, entra a un medio de transferencia de calor y de masa en la sección 118d de purificación dentro del montaje 118 de procesamiento. Este medio de transferencia de calor y de masa también puede estar constituido de un intercambiador de calor del tipo de aleta y tubo, un intercambiador de calor de tipo de placa, un intercambiador de calor del tipo de aluminio con cobresoldadura u otro tipo de dispositivo de transferencia de calor que incluye intercambiadores de calor de paso múltiple y/o de servicio múltiple. El medio de transferencia de calor y de masa está configurado para proporcionar intercambio de calor entre la corriente 33 que fluye a través de un paso del medio de transferencia de calor y de masa y una corriente de líquido de destilación que fluye hacia abajo desde el medio de absorción por encima del medio de

transferencia de calor y de masa en la sección 118d de purificación, de manera que la corriente 33 se enfría mientras se calienta la corriente líquida de destilación, enfriando la corriente 33a a -23°C (-10°F) antes de que abandone el medio de transferencia de calor y de masa. Conforme se calienta la corriente de líquido de destilación, una porción de la misma es vaporizada para formar vapores de purificación que ascienden conforme el líquido remanente continúa fluyendo hacia abajo a través del medio de transferencia de calor y de masa. El medio de transferencia de calor y de masa proporciona contacto continuo entre los vapores de separación y la corriente líquida de destilación de manera que también funciona para proporcionar transferencia de masa entre las fases de vapor y líquido, purificando la corriente 46 de producto líquido de los componentes de metano y más ligeros.

Las corrientes 32a y 33a se recombinan para formar la corriente 31a la cual entra a la sección 118e de separador dentro del montaje 118 de procesamiento a -31°C (-23°F) y 6,203 kPa(a) (900 psia), en donde el vapor (corriente 34) se separa del líquido condensado (corriente 35). La sección 118e de separador tiene una cabeza interna u otro medio para dividirla de la sección 118d de purificación de manera que las dos secciones dentro del montaje 118 de procesamiento pueden operar a presiones diferentes.

El vapor (corriente 34) de la sección 118e de separador se divide en dos corrientes, 36 y 39. La corriente 36 contiene aproximadamente 29% del vapor total se combina con el líquido separado (corriente 35, vía corriente 37) y la corriente 38 combinada entra a un medio de intercambio de calor en la región inferior de la sección 118a de enfriamiento de alimentación dentro del montaje 118 de procesamiento. Este medio de intercambio de calor de igual manera puede estar constituido de un intercambiador de calor de tipo de aleta y tubo, un intercambiador de calor de tipo de placa, un intercambiador de calor de tipo de aluminio con cobresoldadura u otro tipo de dispositivo de transferencia de calor que incluye intercambiadores de calor de paso múltiple y/o de servicio múltiple. El medio de intercambio de calor está configurado para proporcionar intercambio de calor entre la corriente 38 que fluye a través de un paso del medio de intercambio de calor y la corriente de vapor de destilación que surge de la sección 118b de rectificación dentro del montaje 118 de procesamiento de manera que la corriente 38 se enfría hasta condensación sustancial mientras calienta la corriente de vapor de destilación.

La corriente 38a sustancialmente condensada resultante a -93°C (-

135°F) después se expande instantáneamente a través de la válvula 14 de expansión hasta ligeramente por encima de la presión de operación (aproximadamente 2,675 kPa(a) (388 psia)) de la sección 118b de rectificación y la sección 118c de absorción (un medio de absorción) dentro del montaje 118 de procesamiento. Durante la expansión una porción al vapor puede ser vaporizada, lo que resulta en enfriamiento de la corriente total. En el procedimiento que se ilustra en la figura 3, la corriente 38b expandida que abandona la válvula 14 de expansión alcanza una temperatura de -95°C (-139°F) antes de que se dirija al interior del medio de transferencia de calor y masa dentro de la sección 118b de rectificación. Este medio de transferencia de calor y masa también puede estar comprendido de un intercambiador de calor de tipo de aleta y tubo, un intercambiador de calor de tipo de placa, un intercambiador de calor de tipo de aluminio con cobresoldadura u otro tipo de dispositivo de transferencia de calor que incluye intercambiadores de calor de paso múltiple y/o de servicio múltiple. El medio de transferencia de calor y de masa está configurado para proporcionar intercambio de calor entre la corriente de vapor de destilación que surge de la sección 118c absorbente, que fluye hacia arriba, a través de un paso del medio de transferencia de calor y masa y la corriente 38b expandida que fluye de manera descendente de modo que el vapor de destilación se enfría mientras calienta el vapor expandido. Conforme la corriente de vapor de destilación se enfría, una porción de la misma se condensa y desciende mientras que el vapor de destilación remanente continúa fluyendo hacia arriba a través del medio de transferencia de calor y de masa. El medio de transferencia de calor y de masa proporciona contacto continuo entre el líquido condensado y el vapor de destilación de manera que también funciona para proporcionar transferencia de masa entre las fases de vapor y líquida y de esta manera proporciona rectificación del vapor de destilación. El líquido condensado se recolecta desde el fondo del medio de transferencia de calor y de masas y se dirige a la sección 118c absorbente.

La corriente 38b expandida de manera instantánea se vaporiza parcialmente conforme proporciona enfriamiento y condensación parcial de la corriente de vapor de destilación y sale del medio de transferencia de calor y de masa en la sección 118b de rectificación a -96°C (-140°F) (nótese que la temperatura de la corriente 38b desciende ligeramente conforme es calentada, debido a la caída de presión a través del medio de transferencia de calor y de masas y la vaporización resultante de parte del metano líquido contenido en la corriente). La corriente expandida instantáneamente y calentada se separa en sus

fases respectivas de vapor y de líquido, en donde la fase de vapor se combina con el vapor que surge de la sección 118c absorbente para formar una corriente de vapor de destilación que entra al medio de transferencia de calor y de masa en la sección 118b de rectificación, como se ha descrito previamente. La fase líquida se dirige a la región superior de la sección 118c absorbente para unirse con el líquido condensado de la corriente de vapor de destilación en la sección 118b de rectificación.

El 71% remanente de la sección 118e de separador (corriente 39) entra a una máquina 15 de expansión de trabajo en la cual se extrae energía mecánica de esta porción de la alimentación de alta presión. La máquina 15 expande el vapor de manera sustancialmente isentrópica a una presión de operación de la sección 118c absorbente, con la expansión de trabajo que enfría la corriente 39a expandida a una temperatura de aproximadamente -70°C (-93°F). La corriente 39a expandida y condensada parcialmente posteriormente se suministra como alimentación a la región inferior de la sección 118c absorbente dentro del montaje 118 de procesamiento para ponerse en contacto con los líquidos suministrados en la región superior de la sección 118c absorbente.

La sección 118c absorbente y la sección 118d de purificación contienen, cada una, un medio absorbente que consiste de una pluralidad de platos separados verticalmente, uno o más lechos empacados, o alguna combinación de platos y empacado. Los platos y/o el empacado en la sección 118c absorbente y la sección 118d de purificación proporcionan el contacto necesario entre los vapores que asciende y el líquido frío que desciende. La porción líquida de la corriente 39a expandida se revuelve con líquidos que descienden de la sección 118c absorbente y el líquido combinado continúa hacia abajo en la sección 118b de separación. Los vapores que surgen de la sección 118d de purificación se combinan con la porción de vapor de la corriente 39a expandida y ascienden a través de la sección 118c absorbente para ponerse en contacto con el líquido frío que desciende para condensar y absorber la mayor parte de los componentes de 2 átomos de carbono, los componentes de 3 átomos de carbono y componentes más pesados de estos vapores. Los vapores que surgen de la sección 118c absorbente se combinan con la porción de vapor de la corriente 38b expandida y calentada y ascienden a través de la sección 118b de rectificación para ser enfriados y rectificados para eliminar la mayor parte de los componentes de 2 átomos de carbono, los componentes de 3 átomos de carbono y componentes más pesados que permanecen en estos vapores, como se ha

descrito previamente. La porción líquida de la corriente 38b expandida y calentada se revuelve con los líquidos que descienden de la sección 118b de rectificación y el líquido combinado continúa descendiendo en la sección 118c absorbente.

El líquido de destilación que fluye hacia abajo desde el medio de transferencia de calor y de masa en la sección 118d de purificación dentro del montaje 118 de procesamiento ha sido purificando de los componentes de metano y más ligeros. El producto líquido resultante (corriente 46) sale de la región inferior de la sección 118 de purificación y abandona el montaje 118 de procesamiento a 23°C (73°F). La corriente de vapor de destilación que surge de la sección 118b de rectificación se calienta en la sección 118a de enfriamiento de alimentación en la medida en que proporciona enfriamiento a las corrientes 32 y 38, como se ha descrito previamente y la corriente 42 de gas de residuo resultante abandona el montaje 118 de procesamiento a 37°C (99°F). La corriente de gas residual después se vuelve a comprimir en dos etapas, el compresor 16 impulsado por la máquina 15 de expansión y el compresor 23 impulsado por una fuente de energía suplementaria. Después de que la corriente 42b se enfría a 43°C (110°F), en el enfriador 24 de descarga, el producto de gas residual (corriente 42c) fluye a la tubería de gas de ventas a 6,307 kPa(a) (915 psia).

Un resumen de los caudales de corriente y el consumo de energía para el procedimiento que se ilustra en la figura 3 se establece en la siguiente tabla:

TABLA III					
RESUMEN DE FLUJO DE CORRIENTE-LIBRAS MOL/H [KG MOL/H]					
corriente	metano	etano	propano	butanos e hidrocarburos superiores	total
31	12,398	546	233	229	13,726
32	8,431	371	159	156	9,334
33	3,967	175	74	73	4,392
34	12,221	507	186	83	13,308
35	177	39	47	146	418
36	3,544	147	54	24	3,859
37	177	39	47	146	418
38	3,721	186	101	170	4,277
39	8,677	360	132	59	9,449
42	12,389	73	5	0	12,700
46	9	473	228	229	1,026
Recuperaciones*					
etano				86.66%	
Propano					98.01%
Butanos +					99.81%

Energía

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

*(en base en caudales no redondeados)

Una comparación de las tablas I y III muestra que, en comparación con la técnica anterior, la presente invención proporciona recuperación de etano de 84.99% a 86.66% y una recuperación de propano de 97.74% a 98.01% y mantiene esencialmente la misma recuperación de butanos e hidrocarburos superiores (99.81% versus 99.83% para la técnica anterior). La comparación de las tablas I y III muestra además que los rendimientos de producto se obtienen utilizando significativamente menos energía en comparación con la técnica anterior. En términos de eficiencia de recuperación (definido por la cantidad de etano recuperado por unidad de energía) la presente invención representa casi un 6% de mejora con respecto a la técnica anterior del procedimiento de la figura 1.

La mejora en la eficiencia de recuperación proporcionada por la presente invención con respecto a la técnica anterior del procedimiento de la figura 1 es debido principalmente a tres factores. En primer lugar, la distribución compacta del medio de intercambio de calor en la sección 118a de enfriamiento de alimentación y la sección 118b de rectificación dentro del montaje 118 de procesamiento elimina la caída de presión impuesta por la interconexión de tubería que se encuentra en plantas de procesamiento convencionales. El resultado es que el gas residual que fluye al compresor 16 está a una presión mayor en la presente invención en comparación con la técnica anterior, de manera que el gas residual que entra al compresor 24 se encuentra a una presión significativamente mayor, con lo que se reduce la energía que se requiere por la presente invención para restaurar el gas residual a la presión de tubería.

En segundo lugar, utilizando el medio de transferencia de calor y de masa en la sección 118d de purificación para simultáneamente calentar el líquido de destilación que abandona el medio de absorción en la sección 118d de purificación y al mismo tiempo permitir que los vapores resultantes tengan contacto con el líquido y purificar sus componentes volátiles de manera más eficiente que utilizando una columna de destilación convencional con hervidores externos. Los componentes volátiles son eliminados por purificación del líquido continuamente, lo que reduce la concentración de los componentes volátiles en los vapores de purificación más rápidamente y de este modo mejora la eficiencia de purificación para la presente invención.

En tercer lugar, utilizando el medio de transferencia de calor y de

masa en la sección 118b de rectificación para enfriar simultáneamente la corriente de vapor de destilación que surge de la sección 118c de absorción mientras se condensan los componentes de hidrocarburo más pesados de la corriente de vapor de destilación proporciona una rectificación más eficiente que utilizar reflujo en una columna de destilación convencional. Como un resultado, más de los componentes de 2 átomos de carbono, de los componentes de 3 átomos de carbono y los componentes de hidrocarburos más pesados se pueden separar de la corriente de vapor de destilación utilizando la refrigeración disponible en la corriente 38b expandida en comparación con la técnica anterior del procedimiento de la figura 1.

La presente invención proporciona otras dos ventajas con respecto a la técnica anterior además del incremento en la eficiencia de procesamiento. En primer lugar, la distribución compacta del montaje 118 de procesamiento de la presente invención sustituye ocho artículos de equipo separados en la técnica anterior (intercambiadores de calor 10, 11, 13 y 20, separador 12, separador 21 de reflujo, bomba 22 de reflujo y torre 18 de fraccionamiento en la figura 1) con un único artículo de equipo (montaje 118 de procesamiento en la figura 3). Esto reduce los requerimientos de espacio de instalación, elimina la tubería de interconexión y elimina la energía consumida por la bomba de reflujo, reduce los costos de capital y los costos de operación de una planta de proceso utilizando la presente invención con respecto a la de la técnica anterior. En segundo lugar, la eliminación de la tubería de interconexión significa que una planta de procesamiento que utiliza la presente invención tiene muchas menos conexiones de collarín en comparación con la técnica anterior, lo que reduce el número de fuentes de fuga potenciales en la planta. Los hidrocarburos son compuestos orgánicos volátiles (VOC, por sus siglas en inglés), algunos de los cuales se clasifican como gases de efecto del invernadero y algunos de los cuales pueden ser precursores para la formación de ozono atmosférico lo que significa que la presente invención reduce el potencial de fugas atmosféricas que pueden dañar al ambiente.

EJEMPLO 2

En aquellos casos en donde el nivel de recuperación del componente de 2 átomos de carbono en el producto líquido deba reducirse (como en los procedimientos de la técnica anterior de la figura 2 descritos previamente, por ejemplo), la presente invención proporciona ventajas de eficiencias significativas con respecto a los procedimientos de la técnica anterior mostrados en la figura 2.

Las condiciones de operación del procedimiento de la figura 3 se pueden alterar como se ilustra en la figura 4 para reducir el contenido de etano en el producto líquido de la presente invención al mismo nivel que en el procedimiento de la técnica anterior de la figura 2. La composición del gas de alimentación y las condiciones consideradas en el procedimiento que se presenta en la figura 4 son iguales a las de la figura 2. En consecuencia, el procedimiento de la figura 4 se puede comparar con el procedimiento de la figura 2 para ilustrar adicionalmente las ventajas de la presente invención.

En la simulación del procedimiento de la figura 4, la corriente 31 de gas de entrada entra a un medio intercambiador de calor en la región superior de la sección 118a de enfriamiento de alimentación dentro del montaje 118 de procesamiento. El medio de intercambio de calor se configura para proporcionar intercambio de calor entre la corriente 31 que fluye a través de un paso del medio de intercambio de calor y la corriente de vapor de destilación que surge de la sección 118b de rectificación dentro del montaje 118 de procesamiento que se ha calentado en un medio de intercambio de calor en la región inferior de la sección 118a de enfriamiento de alimentación. La corriente 31 se enfría mientras se calienta la corriente de vapor de destilación, con la corriente 31a que abandona el medio de intercambio de calor y posteriormente entra a la sección 118a separadora dentro del montaje 118 de procesamiento a -9°C (15°F) y 6,203 kPa(a) (900 psia), por lo que el vapor (corriente 34) se separa del líquido condensado (corriente 35).

El vapor (corriente 34) de la sección 118e de separador se divide en dos corrientes, 36 y 39. La corriente 36 contiene aproximadamente 28% de vapor total, y se combina con el líquido separado (corriente 35, vía corriente 37) y la corriente 38 combinada entra a un medio de intercambio de calor en la región inferior de la sección 118 de enfriamiento de alimentación dentro del montaje 118 de procesamiento. El medio de intercambio de calor está configurado para proporcionar intercambio de calor entre la corriente 38 que fluye a través de un paso del medio de intercambio de calor y la corriente de vapor de destilación que surge de la sección 118b de rectificación dentro del montaje 118 de procesamiento de manera que la corriente 38 se enfría hasta condensación sustancial mientras calienta la corriente de vapor de destilación.

La corriente 38a condensada sustancialmente resultante a -81°C (-114°F) después se somete a expansión instantánea a través de una válvula 14 de expansión hasta ligeramente por encima de la presión de operación

(aproximadamente 2,710 kPa(a) (393 psia)) de la sección 118b de rectificación y la sección 118c absorbente dentro del montaje 118 de procesamiento. Durante la expansión, una porción de la corriente se puede vaporizar lo que resulta en enfriamiento de la corriente total. En el procedimiento que se ilustra en la figura 4, la corriente 38b expandida que abandona la válvula 14 de expansión alcanza una temperatura de -94°C (-138°F) antes de que se dirija dentro de un medio de transferencia de calor y masas en el interior de la sección 118b de rectificación. El medio de transferencia de calor y masa está configurado para proporcionar intercambio de calor entre la corriente de vapor de destilación que surge de la sección 118c absorbente que fluye hacia arriba, a través de un paso del medio de transferencia de calor y masa y la corriente 38b expandida que fluye hacia abajo de manera que el vapor de destilación se enfría mientras calienta la corriente expandida. En la medida en que la corriente de vapor de destilación se enfría, una porción de la misma se condensa y desciende mientras que el vapor de destilación remanente continúa fluyendo hacia arriba, a través del medio de transferencia de calor y masa. El medio de transferencia de calor y masa proporciona contacto continuo entre el líquido condensado y el vapor de destilación de manera que también funciona para proporcionar transferencia de masa entre las fases de vapor y del líquido, por lo que proporciona rectificación del vapor de destilación. El líquido condensado se recolecta del fondo del medio de transferencia de calor y masa y se dirige a la sección 118c absorbente.

La corriente 38b expandida instantáneamente se vaporiza parcialmente conforme proporciona enfriamiento y condensación parcial de la corriente de vapor de destilación, y después sale del medio de transferencia de calor y masa en la sección 118b de rectificación a -75°C (-104°F) y se separa en sus fases respectivas de vapor y de líquido. La fase de vapor se combina con el vapor que surge de la sección 118c absorbente para formar la corriente de vapor de destilación que entra al medio de transferencia de calor y masa en la sección 118b de rectificación, como se ha descrito previamente. La fase líquida se dirige a la región superior de la sección 118c absorbente para unirse con el líquido condensado desde la corriente de vapor de destilación en la sección 118b de rectificación.

El 72% remanente del vapor de la sección 118e del separador (corriente 39) entra a una máquina 15 de expansión de trabajo en la cual se extrae energía mecánica de esta porción de la alimentación de presión alta. La máquina 15 expande el vapor de manera sustancialmente isentrópica a la presión de operación de la sección

118c absorbente, con la expansión de trabajo que enfría la corriente 39a expandida a una temperatura de aproximadamente -51°C (-60°F). La corriente 39a expandida y condensada parcialmente posteriormente se suministra como alimentación a la región inferior de la sección 118c absorbente dentro del montaje 118 de procesamiento que se va a poner en contacto por los líquidos suministrados a la región superior de la sección 118c absorbente.

La sección 118c absorbente y la sección 118d de separación contienen cada una un medio absorbente. La sección 118d de separación también incluye un medio de transferencia de calor y masa debajo de su medio absorbente el cual está configurado para proporcionar intercambio de calor entre el medio de calentamiento que fluye a través de un paso del medio de transferencia de calor y masa y una corriente de líquido de destilación que fluye hacia abajo desde el medio absorbente de manera que la corriente de líquido de destilación se calienta. Conforme se calienta la corriente de líquido de destilación, una porción de la misma se vaporiza para formar vapores de purificación que ascienden conforme el líquido remanente continúa fluyendo hacia abajo a través del medio de transferencia de calor y de masa. El medio de transferencia de calor y de masa proporciona contacto continuo entre los vapores de separación y la corriente líquida de destilación de manera que también funciona para proporcionar transferencia de masa entre las fases de vapor y líquida, purificando la corriente 46 de producto líquido de metano, componentes de 2 átomos de carbono y componentes más ligeros. El producto líquido resultante (corriente 46) que sale en la región inferior de la sección 118d de purificación y abandona el montaje 118 de procesamiento a 105°C (221°F).

La corriente de vapor de destilación que surge de la sección 118b de rectificación se calienta en la sección 118a de enfriamiento de alimentación en la medida en que proporciona enfriamiento a las corrientes 31 y 38 como se ha descrito previamente, y la corriente 42 de gas de residuo resultante abandona el montaje 118 de procesamiento a 41°C (106°F). La corriente de gas residual después se vuelve a comprimir en dos etapas, el compresor 16 impulsado por la máquina 15 de expansión y el compresor 23 impulsado por una fuente de energía suplementaria. Después de que la corriente 42b se enfría a 43°C (110°F) en el enfriador 24 de descarga, el producto de gas residual (corriente 42c) fluye a la tubería de gas de ventas a 6,307 kPa(a) (915 psia).

Un resumen de los caudales de corriente y el consumo de energía para el procedimiento que se ilustra en la figura 4 se establece en la siguiente

tabla:

TABLA IV
RESUMEN DE FLUJO DE CORRIENTE-LIBRAS MOL/H [KG MOL/H]

<u>corriente</u>	<u>metano</u>	<u>etano</u>	<u>propano</u>	<u>butanos e hidrocarburos superiores</u>	<u>total</u>
31	12,398	546	233	229	13,726
34	12,332	532	215	128	13,523
35	66	14	18	101	203
36	3,515	152	61	36	3,854
37	66	14	18	101	203
38	3,581	166	79	137	4,057
39	8,817	380	154	92	9,669
42	12,398	535	1	0	13,253
46	0	11	232	229	473

Recuperaciones*

Propano 99.50%

butanos e hidrocarburos superiores 100.00%

Energía

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

*(basado en caudales no redondeados)

Una comparación de las tablas II y IV muestra que la presente invención mantiene esencialmente las mismas recuperaciones que la técnica anterior. No obstante, una comparación adicional de las tablas II y IV muestra que los rendimientos de producto se obtienen utilizando una cantidad significativamente menor de energía en comparación con la técnica anterior. En términos de eficiencia de recuperación (definido por la cantidad de propano recuperado por unidad de energía) la presente invención representa una mejora de casi 4% con respecto a la técnica anterior del procedimiento de la figura 2.

La modalidad de la figura 4 de la presente invención proporciona las mismas ventajas relacionadas con la distribución compacta del montaje 118 de procesamiento que en la modalidad de la figura 3. La modalidad de la figura 4 de la presente invención sustituye siete artículos de equipo separados en la técnica anterior (intercambiadores de calor 10, 13 y 20, separador 12, separador 21 de reflujo, bomba 22 de reflujo y torre 18 de fraccionamiento en la figura 2) con un artículo de equipo único (montaje 118 de procesamiento en la figura 4). Esto reduce los requerimientos de espacio de distribución, elimina la tubería de interconexión y elimina la energía consumida por la bomba de reflujo lo que reduce los costos de capital y el costo de operación de una planta de proceso que utiliza esta modalidad de la presente invención con respecto a la técnica anterior, y

al mismo tiempo reduce el potencial de fugas atmosféricas que puedan dañar el ambiente.

OTRAS MODALIDADES

Algunas circunstancias pueden favorecer eliminar la sección 118a de enfriamiento de alimentación del montaje 118 de procesamiento y utilizar uno o más medios de intercambio de calor externos al montaje de procesamiento para enfriamiento de la alimentación y condensación de reflujo, tal como los intercambiadores de calor 10 y 20 que se muestran desde la figura 7 hasta la figura 10. Esta distribución permite que el montaje 118 de procesamiento sea más pequeño, lo cual puede reducir el costo general de la planta y/o acortar los procedimientos de fabricación en algunos casos. Nótese que en todos los casos los intercambiadores 10 y 20 son representativos de ya sea una multitud de intercambiadores de calor individuales o de un intercambiador de calor único, de paso múltiple, o cualquier combinación de los mismos. Cada intercambiador de calor puede estar constituido de un intercambiador de calor del tipo de aleta y tubo, un intercambiador de calor del tipo de placa, un intercambiador de calor de tipo de aluminio con cobresoldadura u otro tipo de dispositivo de transferencia de calor, que incluye intercambiadores de calor de paso múltiple y/o de servicio múltiple. En algunos casos, puede ser ventajoso combinar el enfriamiento de alimentación y la condensación de reflujo en un intercambiador de calor único de servicio múltiple. Con el intercambiador 20 de calor externo al montaje de procesamiento, el separador 21 de reflujo y la bomba 22 típicamente serán necesarios para separar la corriente 43 de líquido condensado y suministrar por lo menos una porción de la misma a un medio absorbente en la sección 118c de rectificación modificada como reflujo.

Algunas circunstancias pueden favorecer el suministro de la corriente 35 líquida directamente a la sección 118d de purificación vía la corriente 40, como se muestra desde la figura 3 hasta la figura 10. En tales casos, se utiliza un dispositivo de expansión apropiado (tal como la válvula 17 de expansión) para expandir el líquido a la presión de operación de la sección 118d de purificación y la corriente 40a líquida expandida resultante se suministra como alimentación a la sección 118d de purificación por encima del medio absorbente, por encima del medio de transferencia de calor y de masa o a ambos puntos de alimentación (como se muestra por las líneas discontinuas). Algunas circunstancias pueden favorecer combinar una porción de la corriente 35 de líquido (corriente 37) con el vapor en la corriente 36 para formar una corriente 38 combinada y dirigir la porción

remanente de la corriente 35 líquida a la sección 118d de purificación vía las corrientes 40/40a. Algunas circunstancias pueden favorecer combinar la corriente 40a de líquido expandido con la corriente 39a expandida y posteriormente suministrar la corriente combinada a la región inferior de la sección 118c absorbente como una alimentación única.

Algunas circunstancias pueden favorecer utilizar la segunda porción enfriada (corriente 33a en la figura 3, la figura 5, la figura 7 y la figura 9) en vista de la primera porción (corriente 36) de la corriente 34 de vapor para formar la corriente 38 que fluye al medio de intercambio de calor en la región inferior de la sección 118a de enfriamiento de alimentación. En estos casos, únicamente la primera porción enfriada (corriente 32a) se suministra a la sección 118a de separador (figura 3 y figura 7) o el separador 12 (figura 5 y figura 9) y la totalidad de la corriente 34 de vapor resultante se suministran a la máquina 15 de expansión de trabajo.

En algunas circunstancias puede ser provechoso utilizar un recipiente separador externo para separar la corriente 31a de alimentación enfriada, en vez de incluir la sección 118e de separador en el montaje 118 de procesamiento. Como se muestra en la figura 5, en la figura 6, en la figura 9 y en la figura 10, el separador 12 se puede utilizar para separar la corriente 31a de alimentación enfriada en la corriente 34 de vapor y la corriente 35 de líquido.

En base en la cantidad de hidrocarburos más pesados en el gas de alimentación y la presión del gas de alimentación, la corriente 31a de alimentación enfriada que entra a la sección 118e de separador en la figura 3, la figura 4, la figura 7 y la figura 8 o el separador 12 en la figura 5, la figura 6, la figura 9 y la figura 10 puede no contener líquido alguno (debido a que está por encima de su temperatura de condensación o debido a que está por encima de su presión crítica). En estos casos, no hay líquido en las corrientes 35 y 37 (como se muestra por las líneas discontinuas) de manera que únicamente el vapor de la sección 118a separadora y la corriente 36 (figura 3, figura 4, figura 7 y figura 8) o el vapor del separador 12 en la corriente 36 (figura 5, figura 6, figura 9 y figura 10) fluye a la corriente 38 para volverse la corriente 38b sustancialmente condensada y expandida que se suministra al medio de transferencia de calor y de masa (figura 3 a figura 6) o la corriente 38c sustancialmente condensada y expandida que se suministra el medio absorbente (figura 7 a figura 10) en la sección 118b de rectificación. En tales circunstancias, la sección 118e separadora en el montaje 118 de procesamiento (figura 3, figura 4, figura 7 y figura 8) o el separador 12

(figura 5, figura 6, figura 9 y figura 10) pueden no requerirse.

Las condiciones de gas de alimentación, el tamaño de la planta, el equipo disponible u otros factores pueden indicar que es factible la eliminación de la máquina 15 de expansión de trabajo o la sustitución con un dispositivo de expansión alternativo (tal como una válvula de expansión). Aunque la expansión de corriente individual se muestra en dispositivos de expansión particulares, el medio de expansión alternativo se puede utilizar cuando sea apropiado. Por ejemplo, las condiciones pueden garantizar la expansión de trabajo de la porción condensada sustancialmente de la corriente de alimentación (corriente 38a)

De acuerdo con la presente invención, el uso de refrigeración externa para suplementar el enfriamiento disponible al gas de entrada desde las corrientes de vapor y líquido de destilación se puede utilizar, particularmente en el caso de un gas de entrada rico. En estos casos, el medio de transferencia de calor y de masa se puede incluir en la sección 118e separadora (o un medio de recolección de gas en aquellos casos cuando la corriente 31a de alimentación enfriada no contiene líquido) como se muestra por líneas discontinuas en la figura 3, la figura 4, la figura 7 y la figura 8 o un medio de transferencia de calor y de masa se puede incluir en el separador 12, como se muestra por las líneas discontinuas en la figura 5, la figura 6, la figura 9 y la figura 10. Este medio de transferencia de calor y de masa puede estar comprendido de un intercambiador de calor de tipo de aleta y tubo, un intercambiador de calor de tipo de placa, un intercambiador de calor de tipo de aluminio con cobresoldadura u otro tipo de dispositivo de transferencia de calor que incluye intercambiadores de calor de paso múltiple y/o de servicio múltiple. El medio de transferencia de calor y de masa está configurado para proporcionar intercambio de calor entre una corriente refrigerante (por ejemplo propano) que fluye a través de un paso del medio de transferencia de calor y de masa y la porción de vapor de la corriente 31a que fluye hacia arriba de manera que el refrigerante controla adicionalmente el vapor y condensa el líquido adicional el cual desciende para volverse parte del líquido que es extraído en la corriente 35. De manera alternativa, uno o más enfriadores de gas convencionales se pueden utilizar para enfriar la corriente 32a, la corriente 33a y/o la corriente 31a con el refrigerante antes de que la corriente 31a entre a la sección 118a separadora (figura 3, figura 4, figura 7 y figura 8) o el separador 12 (figura 5, figura 6, figura 9 y figura 10).

En base en la temperatura y la riqueza del gas de alimentación y la cantidad de componentes de 2 átomos de carbono que se van a recuperar en la

corriente 46 de producto líquido, puede no haber calentamiento suficiente disponible de la corriente 33 para provocar que la sección 118d de purificación que divide el líquido satisfaga las especificaciones del producto. En esos casos, el medio de transferencia de calor y de masa en la sección 118d de purificación puede incluir suministros para proporcionar calentamiento suplementario con el medio de calentamiento, como se muestra por las señas discontinuas en la figura 3, la figura 5, la figura 7 y la figura 9. De manera alternativa, se puede incluir otro medio de transferencia de calor y masa en la región inferior de la sección 118b de purificación para proporcionar calentamiento suplementario o la corriente 33 se puede calentar con el medio de calentamiento antes de que se suministre al medio de transferencia de calor y de masa en la sección 118d de purificación.

Dependiendo del tipo de dispositivos de transferencia de calor seleccionados para el medio de intercambio de calor en las secciones superior e inferior de la sección 118a de enfriamiento de alimentación desde la figura 3 hasta la figura 6, es posible combinar este medio de intercambio de calor en un dispositivo de transferencia de calor único de paso múltiple y/o de servicio múltiple. En esos casos, el dispositivo de transferencia de calor de paso múltiple y/o de servicio múltiple incluirá medios apropiados para distribuir, separar y recolectar la corriente 32, la corriente 38 y la corriente de vapor de destilación con el fin de llevar a cabo el enfriamiento y calentamiento deseados. De igual manera, el tipo de dispositivo de transferencia de calor y de masa seleccionado para el medio de transferencia de calor y de masa en la sección 118b de rectificación en la figura 3 a la figura 6 puede permitir que se combine con el medio de intercambio de calor en la región inferior de la sección 118a de enfriamiento de alimentación (y posiblemente con el medio de intercambio de calor en la región superior o la sección 118a de enfriamiento de alimentación también) en un dispositivo de transferencia de calor y de masa único, de paso múltiple y/o de servicio múltiple. En estos casos, el dispositivo de transferencia de calor y de masa de paso múltiple y/o de servicio múltiple incluirá medios apropiados para distribuir, segregar y recolectar la corriente 38, la corriente 38b y la corriente de vapor de destilación (y, opcionalmente, la corriente 32) con el fin de llevar a cabo el enfriamiento y calentamiento deseados.

Algunas circunstancias pueden favorecer el no suministrar un medio absorbente en la región superior de la sección 118d de separación. En esos casos, se recolecta la corriente de líquido de destilación desde la región inferior de la sección 118c absorbente y se dirige al medio de transferencia de calor y de

masa en la sección 118d de purificación.

Una opción menos preferida para las modalidades de la figura 3, la figura 5, la figura 7 y la figura 9 de la presente invención es proporcionar un recipiente separador para enfriar la primera porción 32a y un recipiente separador para enfriar la segunda porción 33a, combinar las corrientes de vapor separadas en el mismo para formar la corriente 34 de vapor y combinar las corrientes líquidas separadas en el mismo para formar la corriente 35 líquida. Otra opción menos preferida para la presente invención es enfriar la corriente 37 en un medio intercambiador de calor separado dentro de la sección 118a de enfriamiento de alimentación en la figura 3 a la figura 6 o un paso separado en el intercambiador 10 de calor en la figura 7 a la figura 10 (en vez de combinar la corriente 37 con la corriente 36 para formar la corriente 38 combinada), expandir la corriente enfriada en un dispositivo de expansión separado y suministrar la corriente expandida ya sea al medio de transferencia de calor y masa (figura 3 a figura 6) o al medio absorbente (figura 7 a figura 10) en la sección 118b de rectificación o la región superior de la sección 118c absorbente.

Se reconocerá que la cantidad relativa de alimentación encontrada en cada rama de la alimentación de vapor dividida dependerá de varios factores que incluyen presión de gas, composición del gas de alimentación, la cantidad de calor la cual puede ser extraída económicamente de la alimentación y la cantidad de caballos de fuerza disponibles. Más alimentación por encima de la sección 118c absorbente puede incrementar la recuperación pero disminuir la energía recuperada del expansor y de esta manera incrementar los requerimientos de caballos de fuerza para recompresión. Un incremento en la alimentación por debajo de la sección 118c absorbente reduce el consumo de caballos de fuerza pero también puede reducir la recuperación de producto.

La presente invención proporciona recuperación mejorada de componentes de 2 átomos de carbono, componentes de 3 átomos de carbono y componentes de hidrocarburos más pesados o de componentes de 3 átomos de carbono y componentes de hidrocarburo más pesados por cantidad de consumo de utilidad requerido para operar el procedimiento. Una mejora en el consumo de utilidad requerido para operar el procedimiento puede aparecer en forma de requerimientos de energía reducidos para compresión o recompresión, requerimientos de energía reducidos para refrigeración externa, requerimientos de energía reducida para calentamiento suplementario, requerimientos de energía reducida para hervidor de torre o una combinación de los mismos.

Aunque se ha descrito lo que se consideran las modalidades preferidas de la invención, aquellos expertos en el ámbito reconocerán que otras modificaciones y modificaciones adicionales realizadas al mismo, por ejemplo adaptar la invención a diversas condiciones, tipos de alimentación, u otros requerimientos, sin apartarse del espíritu de la presente invención como se define en las siguientes reivindicaciones.

REIVINDICACIONES

1. Un procedimiento para la separación de una corriente de gas que contiene metano, componentes de 2 átomos de carbono, componentes de 3 átomos de carbono y componentes de hidrocarburos más pesados en una fracción de gas residual volátil y una fracción relativamente menos volátil que contiene una porción principal de componentes de 2 átomos de carbono, componentes de 3 átomos de carbono y componentes de hidrocarburos más pesados o componentes de 3 átomos de carbono y componentes de hidrocarburos más pesados, caracterizado porque:

(1) la corriente de gas se divide en una primera y segunda porciones;

(2) la primera porción se enfría;

(3) la segunda porción se enfría;

(4) la primera porción enfriada se combina con la segunda porción enfriada para formar una corriente de gas enfriada;

(5) la corriente de gas enfriada se divide en una primera y segunda corrientes;

(6) la primera corriente se enfría para condensar sustancialmente la totalidad de la misma y posteriormente se expande a una presión menor por lo que se enfría aún más;

(7) la primera corriente enfriada expandida se calienta;

(8) la primera corriente expandida calentada se suministra como una alimentación entre un primero y segundo medios absorbentes alojados en un montaje de procesamiento, el primer medio absorbente se localiza por encima del segundo medio absorbente;

(9) la segunda corriente se expande a una presión menor y se suministra como una alimentación de fondo al segundo medio absorbente;

(10) una primera corriente de vapor de destilación se recolecta desde una región superior del primer medio absorbente y se enfría en uno o más medios de intercambio de calor lo suficiente para condensar por lo menos parte de la misma, por lo que se suministra por lo menos una porción del calentamiento de la etapa (7);

(11) la primera corriente de vapor de destilación condensada por lo menos parcialmente se suministra a un medio de separación y se separa en el mismo, por lo que se forma una corriente condensada y una segunda corriente de

vapor de destilación;

(12) la corriente condensada se suministra como una alimentación superior al primer medio absorbente;

(13) la segunda corriente de vapor de destilación se calienta en uno o más medios de intercambio de calor, por lo que suministra por lo menos una porción del enfriamiento de las etapas (2) y (6), y posteriormente descarga la segunda corriente de vapor de destilación calentada como la fracción de gas residual volátil;

(14) una corriente líquida de destilación se recolecta desde una región inferior del segundo medio absorbente y se calienta en un medio de transferencia de calor y de masa alojado en el montaje de procesamiento, por lo que suministra por lo menos una porción del enfriamiento de la etapa (3) mientras simultáneamente purifica los componentes más volátiles de la corriente líquida de destilación y posteriormente descarga la corriente líquida de destilación calentada y purificada del montaje de procesamiento como la fracción relativamente menos volátil; y

(15) las cantidades y temperaturas de las corrientes de alimentación al primer medio absorbente son eficaces para mantener la temperatura de la región superior del primer medio absorbente a una temperatura por la cual las porciones principales de los componentes en la fracción relativamente menos volátil se recuperan.

2. Un procedimiento para la separación de una corriente de gas que contiene metano, componentes de 2 átomos de carbono, componentes de 3 átomos de carbono y componentes de hidrocarburos más pesados en una fracción de gas residual volátil y una fracción relativamente menos volátil que contiene una porción principal de componentes de 2 átomos de carbono, componentes de 3 átomos de carbono y componentes de hidrocarburos más pesados o componentes de 3 átomos de carbono y componentes de hidrocarburos más pesados, caracterizado porque:

(1) la corriente de gas se divide en una primera y segunda porciones;

(2) la primera porción se enfría;

(3) la segunda porción se enfría;

(4) la primera porción enfriada se combina con la segunda porción enfriada para formar una corriente de gas condensada parcialmente;

(5) la corriente de gas condensada parcialmente se suministra a un primer medio de separación y se separa en el mismo para proporcionar una corriente de vapor y por lo menos una corriente de líquido;

(6) la corriente de vapor se divide en primera y segunda corrientes;

(7) la primera corriente se enfría para condensar sustancialmente la totalidad de la misma y posteriormente se expande a una presión menor por lo que se enfría aún más;

(8) la primera corriente enfriada y expandida se calienta;

(9) la primera corriente expandida y calentada se suministra como una alimentación entre el primero y segundo medios absorbentes alojados en un montaje de procesamiento, el primer medio absorbente se localiza por encima del segundo medio absorbente;

(10) la segunda corriente se expande a una presión menor y se suministra como alimentación de fondo al segundo medio absorbente;

(11) se recolecta una primera corriente de vapor de destilación desde una región superior del primer medio absorbente y se enfría en uno o más medios de intercambio de calor lo suficiente para condensar por lo menos parte de la misma, por lo que se suministra por lo menos una porción del calentamiento de la etapa (8);

(12) la primera corriente de vapor de destilación condensada por lo menos parcialmente se suministra a un segundo medio de separación y se separa en el mismo, por lo que se forma una corriente condensada y una segunda corriente de vapor de destilación;

(13) la corriente condensada se suministra como una alimentación superior al primer medio absorbente;

(14) la segunda corriente de vapor de destilación se calienta en uno o más medios de intercambio de calor, por lo que suministra por lo menos una porción del enfriamiento de las etapas (2) y (7) y posteriormente se descarga la segunda corriente de vapor de destilación calentada como la fracción de gas residual volátil;

(15) se recolecta una corriente de líquido de destilación desde una región inferior del segundo medio absorbente y se calienta en un medio de transferencia de calor y de masa alojado en el montaje de procesamiento, por lo que se suministra por lo menos una porción de enfriamiento de la etapa (3) mientras simultáneamente se purifican los componentes más volátiles de la

corriente de líquido de destilación y posteriormente se descarga el líquido de destilación calentado y purificado del montaje de procesamiento como la fracción relativamente menos volátil;

(16) por lo menos una porción de por lo menos una corriente de líquido se expande a una presión menor y se suministra como una alimentación al montaje de procesamiento por debajo del segundo medio absorbente y por encima del medio de transferencia de calor y masa; y

(17) las cantidades y temperaturas de las corrientes de alimentación al primer medio absorbente son eficaces para mantener la temperatura de la región superior del primer medio absorbente a una temperatura por la cual las porciones principales de los componentes en la fracción relativamente menos volátil se recuperan.

3. Un procedimiento para la separación de una corriente de gas que contiene metano, componentes de 2 átomos de carbono, componentes de 3 átomos de carbono y componentes de hidrocarburos más pesados en una fracción de gas residual volátil y una fracción relativamente menos volátil que contiene una porción mayor de componentes de 2 átomos de carbono, los componentes de 3 átomos de carbono y componentes de hidrocarburos más pesados o componentes de 3 átomos de carbono y componentes de hidrocarburos más pesados, caracterizado porque:

- (1) la corriente de gas se divide en primera y segunda porciones;
- (2) la primera porción se enfría;
- (3) la segunda porción se enfría;
- (4) la primera porción enfriada se combina con la segunda porción enfriada para formar una corriente de gas condensada parcialmente;
- (5) la corriente de gas condensada parcialmente se suministra a un primer medio de separación y se separa en el mismo para proporcionar una corriente de vapor y por lo menos una corriente de líquido;
- (6) la corriente de vapor se divide en primera y segunda corrientes;
- (7) la primera corriente se combina con por lo menos una porción de por lo menos una corriente de líquido para formar una corriente combinada;
- (8) la corriente combinada se enfría para condensar sustancialmente la totalidad de la misma y posteriormente se expande a una presión menor por lo que se enfría aún más;

- (9) la corriente combinada y enfriada expandida se calienta;
- (10) la corriente combinada expandida y calentada se suministra como una alimentación entre un primero y segundo medios absorbentes alojados en un montaje de procesamiento, el primer medio absorbente se localiza por encima del segundo medio absorbente;
- (11) la segunda corriente se expande a una presión menor y se suministra como alimentación del fondo al segundo medio absorbente;
- (12) se recolecta una primera corriente de vapor de destilación desde una región superior del primer medio absorbente y se enfría en uno o más medios de intercambio de calor lo suficiente para condensar por lo menos parte de la misma, por lo que se suministra por lo menos una porción del calentamiento de la etapa (9);
- (13) la primera corriente de vapor de destilación condensada por lo menos parcialmente se suministra a un segundo medio de separación y se separa en el mismo, por lo que se forma una corriente condensada y una segunda corriente de vapor de destilación;
- (14) la corriente condensada se suministra como una alimentación superior al primer medio absorbente;
- (15) la segunda corriente de vapor de destilación se calienta en uno o más medios de intercambio de calor, por lo que suministra por lo menos una porción de enfriamiento de las etapas (2) y (8) y posteriormente descarga la segunda corriente de vapor de destilación calentada como la fracción de gas residual volátil;
- (16) se recolecta una corriente líquida de destilación desde una región inferior del segundo medio absorbente y se calienta en un medio de transferencia de calor y de masa alojado en el montaje de procesamiento, por lo que se suministra por lo menos una porción del enfriamiento de la etapa (3) mientras simultáneamente se purifican los componentes más volátiles de la corriente de líquido de destilación y posteriormente se descarga la corriente de líquido de destilación calentada y purificada del montaje de procesamiento como la fracción relativamente menos volátil;
- (17) cualquier porción remanente de por lo menos una corriente líquida se expande a una presión menor y se suministra como un alimento al montaje de procesamiento por debajo del segundo medio absorbente y por encima del medio de transferencia de calor y de masa; y
- (18) las cantidades y temperaturas de las corrientes de

alimentación al primer medio absorbente son eficaces para mantener la temperatura de la región superior del primer medio absorbente a una temperatura por la cual las porciones principales de los componentes en la fracción relativamente menos volátil se recuperan.

4. Un procedimiento para la separación de una corriente de gas que contiene metano, componentes de 2 átomos de carbono, componentes de 3 átomos de carbono y componentes de hidrocarburos más pesados en una fracción de gas residual volátil y una fracción relativamente menos volátil que contiene una porción mayor de componentes de 2 átomos de carbono, componentes de 3 átomos de carbono y componentes de hidrocarburos más pesados o los componentes de 3 átomos de carbono y componentes de hidrocarburos más pesados, caracterizado porque:

- (1) se enfría la corriente de gas;
- (2) la corriente de gas enfriada se divide en primera y segunda corrientes;
- (3) la primera corriente se enfría para condensar sustancialmente la totalidad de la misma y posteriormente se expande a una presión menor por lo que se enfría aún más;
- (4) se calienta la primera corriente enfriada y expandida;
- (5) la primera corriente expandida y calentada se suministra como una alimentación entre el primero y segundo medios absorbentes alojados en un montaje de procesamiento, el primer medio absorbente se localiza por encima del segundo medio absorbente;
- (6) la segunda corriente se expande a una presión menor y se suministra como una alimentación de fondo al segundo medio absorbente;
- (7) se recolecta una primera corriente de vapor de destilación desde una región superior del medio absorbente y se enfría en uno o más medios de intercambio de calor lo suficiente para condensar por lo menos parte de la misma, y de esta manera suministrar por lo menos una porción de calentamiento de la etapa (4);
- (8) la primera corriente de vapor de destilación condensada por lo menos parcialmente se suministra a un medio de separación y se separa del mismo, por lo que se forma una corriente condensada y una segunda corriente de vapor de destilación;
- (9) la corriente condensada se suministra como alimentación

superior al primer medio absorbente;

(10) la segunda corriente de vapor de destilación se calienta en uno o más medios de intercambio de calor por lo que se suministra por lo menos una porción del enfriamiento de las etapas (1) y (3) y posteriormente se descarga la segunda corriente de vapor de destilación calentada como la fracción de gas residual volátil;

(11) se recolecta una corriente líquida de destilación de una región inferior del segundo medio absorbente y se calienta en un medio de transferencia de calor y de masa alojado en el montaje de procesamiento, por lo que purifica simultáneamente los componentes más volátiles de la corriente de líquido de destilación y posteriormente descarga la corriente de líquido de destilación calentada y purificada del montaje de procesamiento como la fracción relativamente menos volátil, y

(12) las cantidades y temperaturas de las corrientes de alimentación para el primer medio absorbente son eficaces para mantener la temperatura de la región superior del primer medio absorbente a una temperatura por la cual se recuperan las porciones principales de los componentes en la fracción relativamente menos volátil.

5. Un procedimiento para la separación de gas que contiene metano, componentes de 2 átomos de carbono, componentes de 3 átomos de carbono y componentes de hidrocarburos más pesados en una fracción de gas residual volátil y una fracción relativamente menos volátil que contiene una porción mayor de los componentes de 2 átomos de carbono, los componentes de 3 átomos de carbono y componentes de hidrocarburos más pesados de los componentes de 3 átomos de carbono y componentes de hidrocarburos más pesados, caracterizado porque:

(1) la corriente de gas se enfría lo suficiente para condensarla parcialmente;

(2) la corriente de gas condensada parcialmente se suministra a un primer medio de separación y se separa en el mismo para proporcionar una corriente de vapor y por lo menos una corriente líquida;

(3) la corriente de vapor se divide en una primera y segunda corrientes;

(4) la primera corriente se enfría para condensar sustancialmente la totalidad de la misma y posteriormente se expande a una presión menor por lo

que se enfría aún más;

(5) se calienta la primera corriente enfriada y expandida;

(6) la primera corriente expandida y calentada se suministra como una alimentación entre el primero y segundo medios absorbentes alojados en un montaje de procesamiento, el primer medio absorbente se localiza por encima del segundo medio absorbente;

(7) la segunda corriente se expande a una presión menor y se suministra como la alimentación del fondo al segundo medio absorbente;

(8) una primera corriente de vapor de destilación se recolecta de una región superior del primer medio absorbente y se enfría en uno o más medios de intercambio de calor lo suficiente para condensar por lo menos parte de la misma, por lo que se suministra por lo menos una porción del calentamiento de la etapa (5);

(9) la primera corriente de vapor de destilación condensada por lo menos parcialmente se suministra a un segundo medio de separación y se separa en el mismo, por lo que se forma una corriente condensada y una segunda corriente de vapor de destilación;

(10) la corriente condensada se suministra como una alimentación superior al primer medio absorbente;

(11) la segunda corriente de vapor de destilación se calienta en uno o más medios de intercambio de calor, por lo que se suministra por lo menos una porción del enfriamiento de las etapas (1) y (4) y posteriormente se descarga la segunda corriente de vapor de destilación calentada como la fracción de gas residual volátil;

(12) se recolecta una corriente de líquido de destilación desde la región inferior del segundo medio absorbente y se calienta en un medio de transferencia de calor y masa alojado en el montaje de procesamiento, por lo que simultáneamente purifica los componentes más volátiles de la corriente líquida de destilación y posteriormente descarga la corriente de líquido de destilación calentada y purificada del montaje de procesamiento como la fracción relativamente menos volátil;

(13) por lo menos una porción de por lo menos una corriente líquida se expande a una presión menor y se suministra como una alimentación al montaje de procesamiento por debajo del segundo medio absorbente y por encima del medio de transferencia de calor y de masa; y

(14) las cantidades y temperaturas de las corrientes de

alimentación al primer medio absorbente son eficaces para mantener la temperatura de la región superior del primer medio absorbente a una temperatura por la cual se recuperan las porciones mayores de los componentes en la fracción relativamente menos volátil.

6. Un procedimiento para la separación de una corriente de gas que contiene metano, componentes de 2 átomos de carbono, componentes de 3 átomos de carbono y componentes de hidrocarburos más pesados en una fracción de gas residual volátil y una fracción relativamente menos volátil que contiene una porción mayor de componentes de 2 átomos de carbono, componentes de 3 átomos de carbono y componentes de hidrocarburos más pesados o componentes de 3 átomos de carbono y componentes de hidrocarburos más pesados, caracterizado porque:

(1) la corriente de gas se enfria lo suficiente para condensarla por lo menos parcialmente;

(2) la corriente de gas condensada parcialmente se suministra a un primer medio de separación y se separa en el mismo para proporcionar una corriente de vapor y por lo menos una corriente líquida;

(3) la corriente de vapor se divide en una primera y segunda corrientes;

(4) la primera corriente se combina con por lo menos una porción de por lo menos una corriente líquida para formar una corriente combinada;

(5) la corriente combinada se enfria para condensar sustancialmente la totalidad de la misma y posteriormente expandirla a una presión menor por lo que se enfria aún más;

(6) la corriente combinada enfriada y expandida se calienta;

(7) la corriente combinada expandida y calentada se suministra como una alimentación entre el primero y segundo medios absorbentes alojados en un montaje de procesamiento, el primer medio absorbente se localiza por encima del segundo medio absorbente;

(8) la segunda corriente se expande a una presión menor y se suministra como la alimentación del fondo al segundo medio absorbente;

(9) la primera corriente de vapor de destilación se recolecta desde una región superior del primer medio absorbente y se enfria en uno o más medios de intercambio de calor lo suficiente para condensar por lo menos parte de la misma, por lo que se suministra por lo menos una porción del calentamiento de

la etapa (6);

(10) la primera corriente de vapor de destilación condensada por lo menos parcialmente se suministra a un segundo medio de separación y se separa en el mismo, por lo que se forma una corriente condensada y una segunda corriente de vapor de destilación;

(11) la corriente condensada se suministra como una alimentación superior al primer medio absorbente;

(12) la segunda corriente de vapor de destilación se calienta en uno o más medios de intercambio de calor, por lo que se suministra por lo menos una porción del enfriamiento de las etapas (1) y (5) y posteriormente se descarga la segunda corriente de vapor de destilación calentada como la fracción de gas residual volátil;

(13) una corriente líquida de destilación se recolecta desde una región inferior del segundo medio absorbente y se calienta en un medio de transferencia de calor y de masa alojado en el montaje de procesamiento, por lo que simultáneamente purifica más componentes volátiles de la corriente de líquido de destilación y posteriormente descarga la corriente de líquido de destilación calentada y purificada del montaje de procesamiento como la fracción relativamente menos volátil;

(14) cualquier porción remanente de por lo menos una corriente de líquido se expande a una presión menor y se suministra como una alimentación al montaje de procesamiento debajo del segundo medio absorbente y por encima del medio de transferencia de calor y de masa; y

(15) las cantidades y temperaturas de las corrientes de alimentación para el primer medio absorbente son eficaces para mantener la temperatura de la región superior del primer medio absorbente a una temperatura por la cual se recuperan las porciones mayores de los componentes en una fracción relativamente menos volátil.

7. El procedimiento de conformidad con la reivindicación 2, caracterizado porque el primer medio de separación se aloja en el montaje de procesamiento.

8. El procedimiento de conformidad con la reivindicación 3, caracterizado porque el primer medio de separación se aloja en el montaje de procesamiento.

9. El procedimiento de conformidad con la reivindicación 5, caracterizado porque el primer medio de separación se aloja en el montaje de procesamiento.

10. El procedimiento de conformidad con la reivindicación 6, caracterizado porque el primer medio de separación se aloja en el montaje de procesamiento.

11. El procedimiento de conformidad con la reivindicación 1, caracterizado porque:

(1) un medio de recolección de gas se aloja en el montaje de procesamiento;

(2) se incluye un medio de transferencia de calor y de masa adicional dentro del medio de recolección de gas, el medio de transferencia de calor y masa adicional incluye uno o más pasos para un medio de refrigeración externo;

(3) la corriente de gas enfriada se suministra al medio de recolección de gas y se dirige a un medio de transferencia de calor y de masa adicional para ser enfriado adicionalmente por el medio de refrigeración externo; y

(4) la corriente de gas enfriada adicionalmente se divide en una primera y segunda corrientes.

12. El procedimiento de conformidad con la reivindicación 4, caracterizado porque:

(1) un medio de recolección de gas se aloja en el montaje de procesamiento;

(2) se incluye un medio de transferencia de calor y de masa adicional dentro del medio de recolección de gas, el medio de transferencia de calor y masa adicional incluye uno o más pasos para un medio de refrigeración externo;

(3) la corriente de gas enfriada se suministra al medio de recolección de gas y se dirige a un medio de transferencia de calor y de masa adicional para ser enfriado adicionalmente por el medio de refrigeración externo; y

(4) la corriente de gas enfriada adicionalmente se divide en una primera y una segunda corrientes.

13. El procedimiento de conformidad con la reivindicación 2, 3, 7 ú 8, caracterizado porque:

(1) se incluye un medio de transferencia de calor y de masa adicional dentro del primer medio de separación, el medio de transferencia de calor y de masa adicional incluye uno o más pasos para un medio de refrigeración externo;

(2) la corriente de vapor se dirige al medio de transferencia de calor y de masa adicional para ser enfriado por el medio de refrigeración externo para formar un condensado adicional; y

(3) el condensado adicional se vuelve una parte de por lo menos una corriente de líquido separada en el mismo.

14. El procedimiento de conformidad con la reivindicación 5, 6, 9 ó 10, caracterizado porque:

(1) se incluye un medio de transferencia de calor y de masa adicional dentro del primer medio de separación, el medio de transferencia de calor y de masa adicional incluye uno o más pasos para un medio de refrigeración externo;

(2) la corriente de vapor se dirige al medio de transferencia de calor y de masa adicional para ser enfriado por un medio de refrigeración externo para formar un condensado adicional; y

(3) el condensado adicional se vuelve parte de por lo menos una corriente de líquido separada del mismo.

15. El procedimiento de conformidad con la reivindicación 1, 2, 3, 7, 8 u 11, caracterizado porque:

(1) se incluye un medio absorbente adicional dentro del montaje de procesamiento por encima del medio de transferencia de calor y de masa;

(2) el medio absorbente adicional se configura para proporcionar contacto de la corriente de líquido de destilación desde el segundo medio absorbente con los componentes más volátiles purificados del medio de transferencia de calor y de masa, por lo que se forma una tercera corriente de vapor de destilación y una corriente de líquido de destilación purificada parcialmente;

(3) la tercera corriente de vapor de destilación se suministra a la región inferior del segundo medio absorbente; y

(4) la corriente de líquido de destilación purificada parcialmente se suministra al medio de transferencia de calor y de masa para ser calentada, por lo que se purifica adicionalmente para formar una corriente de líquido de destilación calentada y purificada que se descarga del montaje de procesamiento como una fracción relativamente menos volátil.

16. El procedimiento de conformidad con la reivindicación 4, 5, 6, 9, 10 ó 12, caracterizado porque:

(1) se incluye un medio absorbente adicional dentro del montaje de procesamiento por encima del medio de transferencia de calor y de masa;

(2) el medio absorbente adicional se configura para proporcionar contacto de la corriente de líquido de destilación desde el segundo medio absorbente con los componentes más volátiles purificados del medio de transferencia de calor y de masa, por lo que se forma una tercera corriente de vapor de destilación y una corriente de líquido de destilación purificada parcialmente;

(3) la tercera corriente de vapor de destilación se suministra a la región inferior del segundo medio absorbente; y

(4) la corriente de líquido de destilación purificada parcialmente se suministra al medio de transferencia de calor y de masa para ser calentada, por lo que purifica adicionalmente para formar una corriente de líquido de destilación calentada y purificada que se descarga del montaje de procesamiento como una fracción relativamente menos volátil.

17. El procedimiento de conformidad con la reivindicación 13, caracterizado porque:

(1) se incluye un medio absorbente adicional dentro del montaje de procesamiento por encima del medio de transferencia de calor y de masa;

(2) el medio absorbente adicional se configura para proporcionar contacto de la corriente de líquido de destilación desde el segundo medio absorbente con los componentes más volátiles purificados del medio de transferencia de calor y de masa, por lo que se forma una tercera corriente de vapor de destilación y una corriente de líquido de destilación purificada parcialmente;

(3) la tercera corriente de vapor de destilación se suministra a la región inferior del segundo medio absorbente; y

(4) la corriente de líquido de destilación purificada parcialmente se suministra al medio de transferencia de calor y de masa para ser calentada, por lo que se purifica adicionalmente para formar la corriente de líquido de destilación calentada y purificada que se descarga del montaje de procesamiento como la fracción relativamente menos volátil.

18. El procedimiento de conformidad con la reivindicación 14, caracterizado porque:

(1) se incluye un medio absorbente adicional dentro del montaje de procesamiento por encima del medio de transferencia de calor y de masa;

(2) el medio absorbente adicional se configura para proporcionar contacto de la corriente de líquido de destilación desde el segundo medio absorbente con los componentes más volátiles purificados del medio de transferencia de calor y de masa, por lo que se produce una tercera corriente de vapor de destilación y una corriente de líquido de destilación purificada parcialmente;

(3) la tercera corriente de vapor de destilación se suministra en la región inferior del segundo medio absorbente; y

(4) la corriente de líquido de destilación purificada parcialmente se suministra al medio de transferencia de calor y de masa para ser calentada, por lo que se purifica adicionalmente para formar la corriente de líquido de destilación calentada y purificada que se descarga del montaje de procesamiento como la fracción relativamente menos volátil.

19. El procedimiento de conformidad con la reivindicación 1, 2, 3, 7, 8 u 11, caracterizado porque el medio de transferencia de calor y de masa incluye uno o más pasos para un medio de calentamiento externo para suplementar el calentamiento suministrado por la segunda porción para la purificación de los componentes más volátiles de la corriente de líquido de destilación.

20. El procedimiento de conformidad con la reivindicación 13, caracterizado porque el medio de transferencia de calor y de masa incluye uno o más pasos para un medio de calentamiento externo para suplementar el calentamiento suministrado por la segunda porción para la purificación de los componentes más volátiles de la corriente de líquido de destilación.

21. El procedimiento de conformidad con la reivindicación 15, caracterizado porque el medio de transferencia de calor y de masa incluye uno o más pasos para un medio de calentamiento externo para suplementar el calentamiento suministrado por la segunda porción para la purificación de los componentes más volátiles de la corriente de líquido de destilación.

22. El procedimiento de conformidad con la reivindicación 17, caracterizado porque el medio de transferencia de calor y de masa incluye uno o más pasos para un medio de calentamiento externo para suplementar el calentamiento suministrado por la segunda porción para la purificación de los componentes más volátiles de la corriente de líquido de destilación.

23. Un aparato para la separación de una corriente de gas que contiene metano, componentes de 2 átomos de carbono, componentes de 3 átomos de carbono y componentes de hidrocarburos más pesados en una fracción de gas residual volátil y una fracción relativamente menos volátil que contiene una porción mayor de los componentes de 2 átomos de carbono, componentes de 3 átomos de carbono y componentes de hidrocarburos más pesados o los componentes de 3 átomos de carbono y componentes de hidrocarburos más pesados, caracterizado porque comprende;

(1) un primer medio divisor para dividir la corriente de gas en una primera y segunda porciones;

(2) un primer medio de intercambio de calor conectado al primer medio de división para recibir la primera porción y enfriarla;

(3) un medio de transferencia de calor y de masa alojado en un montaje de procesamiento y conectado al primer medio de división para recibir la segunda porción y enfriarla;

(4) el primer medio de combinación se conecta al primer medio de intercambio de calor y al medio de transferencia de calor y de masa para recibir la primera porción enfriada y la segunda porción enfriada y formar una corriente de gas enfriada;

(5) un segundo medio de división conectado al primer medio de combinación para recibir la corriente de gas enfriada y dividirla en una primera y segunda corrientes;

(6) un segundo medio de intercambio de calor conectado al segundo medio de división para recibir la primera corriente y enfriarla lo suficiente

para condensarla sustancialmente;

(7) el primer medio de expansión se conecta al segundo medio de intercambio de calor para recibir y condensar sustancialmente la primera corriente y expandirla a una presión menor;

(8) el tercer medio de intercambio de calor se conecta al primer medio de expansión para recibir la primera corriente enfriada y expandida y calentarla;

(9) el primero y segundo medios absorbentes se alojan en el montaje de procesamiento y se conectan al tercer medio de intercambio de calor para recibir la primera corriente expandida y calentada como una alimentación al mismo entre el primero y segundo medios absorbentes, el primer medio absorbente se localiza por encima del segundo medio absorbente;

(10) el segundo medio de expansión se conecta al segundo medio de división para recibir la segunda corriente y expandirla a una presión menor, el segundo medio de expansión está conectado adicionalmente al segundo medio absorbente para suministrar la segunda corriente expandida como una alimentación inferior a la misma;

(11) un medio de recolección de vapor alojado en el montaje de procesamiento y conectado al primer medio absorbente para recibir primera corriente de vapor de destilación desde una región superior del primer medio absorbente;

(12) el tercer medio de intercambio de calor se conecta adicionalmente al medio de recolección de vapor para recibir la primera corriente de vapor de destilación y enfriarla lo suficiente para condensar por lo menos parte de la misma, por lo que se suministra por lo menos una porción del calentamiento de la etapa (8);

(13) un medio de separación conectado al tercer medio de intercambio de calor para recibir la primera corriente de vapor de destilación condensada por lo menos parcialmente y separarla en una corriente condensada y una segunda corriente de vapor de destilación;

(14) el primer medio absorbente está conectado adicionalmente al medio de separación para recibir la corriente condensada como una alimentación superior a la misma;

(15) el segundo medio de intercambio de calor se conecta adicionalmente al medio de separación para recibir la segunda corriente de vapor de destilación y calentarla, para de esta manera suministrar por lo menos una

porción del enfriamiento de la etapa (6);

(16) el primer medio de intercambio de calor se conecta adicionalmente al segundo medio de intercambio de calor para recibir la segunda corriente de vapor de destilación calentada y calentarla adicionalmente, por lo que se suministra por lo menos una porción de enfriamiento de la etapa (2) y posteriormente descargar la segunda corriente de vapor de destilación calentada adicionalmente como la fracción de gas residual volátil;

(17) un medio de recolección de líquido alojado en el montaje de procesamiento y conectado al segundo medio absorbente para recibir una corriente de líquido de destilación desde una región inferior del segundo medio absorbente;

(18) el medio de transferencia de calor y de masa se conecta adicionalmente al medio de recolección de líquido para recibir la corriente de líquido de destilación y calentarla, para de esta manera suministrar por lo menos una porción de enfriamiento de la etapa (3) mientras simultáneamente purifica los componentes más volátiles de la corriente de líquido de destilación y posteriormente descarga la corriente de líquido de destilación calentada y purificada del montaje de procesamiento como la fracción relativamente menos volátil; y

(19) un medio de control adaptado para regular las cantidades y temperaturas de las corrientes de alimentación al primer medio absorbente para mantener la temperatura de la región superior del primer medio absorbente a una temperatura por la cual las porciones principales de los componentes en la fracción relativamente menos volátiles se recuperan.

24. Un aparato para la separación de una corriente de gas que contiene metano, componentes de 2 átomos de carbono, componentes de 3 átomos de carbono y componentes de hidrocarburos más pesados en una fracción de gas residual volátil y una fracción relativamente menos volátil que contiene una porción mayor de los componentes de 2 átomos de carbono, componentes de 3 átomos de carbono y componentes de hidrocarburos más pesados o los componentes de 3 átomos de carbono y componentes de hidrocarburos más pesados, caracterizado porque comprende;

(1) un primer medio divisor para dividir la corriente de gas en una primera y segunda porciones;

(2) un primer medio de intercambio de calor conectado al primer

medio de división para recibir la primera porción y enfriarla;

(3) un medio de transferencia de calor y de masa alojado en un montaje de procesamiento y conectado al primer medio de división para recibir la segunda porción y enfriarla;

(4) un primer medio de combinación conectado al primer medio de intercambio de calor y el medio de transferencia de calor y de masa para recibir la primera porción enfriada y la segunda porción enfriada y formar una corriente de gas condensada parcialmente;

(5) un primer medio de separación conectado al primer medio de combinación para recibir la corriente de gas condensada parcialmente y separarla en una corriente de vapor y por lo menos una corriente de líquido;

(6) un segundo medio de división conectado al primer medio de separación para recibir la corriente de vapor y dividirla en una primera y segunda corrientes;

(7) un segundo medio de intercambio de calor conectado al segundo medio de división para recibir la primera corriente y enfriarla lo suficiente para condensarla sustancialmente;

(8) un primer medio de expansión conectado al segundo medio de intercambio de calor para recibir la primera corriente sustancialmente condensada y expandirla a una presión menor;

(9) un tercer medio de intercambio de calor conectado al primer medio de expansión para recibir la primera corriente enfriada y expandida y calentarla;

(10) un primero y segundo medios absorbentes alojados en el montaje de procesamiento y conectados al tercer medio de intercambio de calor para recibir la primera corriente expandida y calentada como una alimentación a la misma entre el primero y segundo medios absorbentes, el primer medio absorbente se localiza por encima del segundo medio absorbente;

(11) el segundo medio de expansión se conecta al segundo medio de división para recibir la segunda corriente y expandirla a una presión menor, el segundo medio de expansión está conectado adicionalmente al segundo medio absorbente para suministrar la segunda corriente expandida como una alimentación inferior a la misma;

(12) un tercer medio de expansión conectado al primer medio de separación para recibir por lo menos una porción de por lo menos una corriente de líquido y expandirla a una presión menor, el tercer medio de expansión está

conectado adicionalmente al montaje de procesamiento para suministrar la corriente de líquido expandido como una alimentación al mismo por debajo del segundo medio absorbente y por encima del medio de transferencia de calor y de masa;

(13) un medio de recolección de vapor alojado en el montaje de procesamiento y conectado al primer medio absorbente para recibir la primera corriente de vapor de destilación desde una región superior del primer medio absorbente;

(14) el tercer medio de intercambio de calor se conecta adicionalmente al medio de recolección de vapor para recibir la primera corriente de vapor de destilación y enfriarla lo suficiente para condensar por lo menos parte de la misma, por lo que se suministra por lo menos una porción del calentamiento de la etapa (9);

(15) un segundo medio de separación conectado al tercer medio de intercambio de calor para recibir la primera corriente de vapor de destilación condensada por lo menos parcialmente y separarla en una corriente condensada y una segunda corriente de vapor de destilación;

(16) el primer medio absorbente está conectado adicionalmente al segundo medio de separación para recibir la corriente condensada como una alimentación superior a la misma;

(17) el segundo medio de intercambio de calor se conecta adicionalmente al segundo medio de separación para recibir la segunda corriente de vapor de destilación y calentarla, por lo que se suministra por lo menos una porción del enfriamiento de la etapa (7);

(18) el primer medio de intercambio de calor se conecta adicionalmente al segundo medio de intercambio de calor para recibir la segunda corriente de vapor de destilación calentada y calentarla adicionalmente, por lo que se suministra por lo menos una porción de enfriamiento de la etapa (2) y posteriormente descargar la segunda corriente de vapor de destilación calentada adicionalmente como la fracción de gas residual volátil;

(19) un medio de recolección de líquido alojado en el montaje de procesamiento y conectado al segundo medio absorbente para recibir una corriente de líquido de destilación desde la región inferior del segundo medio absorbente;

(20) el medio de transferencia de calor y de masa se conecta adicionalmente al medio de recolección de líquido para recibir la corriente de

líquido de destilación y calentarla, por lo que se suministra por lo menos una porción del enfriamiento de la etapa (3) mientras simultáneamente se separan los componentes más volátiles de la corriente de líquido de destilación y posteriormente se descarga la corriente de líquido de destilación calentada y purificada del montaje de procesamiento como la fracción relativamente menos volátil; y

(21) un medio de control adaptado para regular las cantidades y temperaturas de las corrientes de alimentación al primer medio absorbente para mantener la temperatura de la región superior del primer medio absorbente a una temperatura por la cual se recuperan las porciones mayores de los componentes en la fracción relativamente menos volátiles.

25. Un aparato para la separación de una corriente de gas que contiene metano, componentes de 2 átomos de carbono, componentes de 3 átomos de carbono y componentes de hidrocarburos más pesados en una fracción de gas residual volátil y una fracción relativamente menos volátil que contiene una porción mayor de componentes de 2 átomos de carbono, componentes de 3 átomos de carbono y componentes de hidrocarburos más pesados o los componentes de 3 átomos de carbono y componentes de hidrocarburos más pesados, caracterizado porque comprende:

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

(2) un primer medio de intercambio de calor conectado al primer medio de división para recibir la primera porción y enfriarla;

(3) un medio de transferencia de calor y de masa alojado en un montaje de procesamiento y conectado al primer medio de división para recibir la segunda porción y enfriarla;

(4) un primer medio de combinación conectado al primer medio de intercambio de calor y el medio de transferencia de calor y de masa para recibir la primera porción enfriada y la segunda porción enfriada y formar una corriente de gas condensada parcialmente;

(5) un primer medio de separación conectado al primer medio de combinación para recibir una corriente de gas condensada parcialmente y separarla en una corriente de vapor y por lo menos una corriente de líquido;

(6) un segundo medio de división conectado al primer medio de separación para recibir la corriente de vapor y dividirla en una primera y segunda

corrientes;

(7) el segundo medio de combinación se conecta al segundo medio de división y al primer medio de separación para recibir la primera corriente y por lo menos una porción de por lo menos una corriente de líquido y formar una corriente combinada;

(8) el segundo medio de intercambio de calor se conecta al segundo medio de combinación para recibir la corriente combinada y enfriarla lo suficiente para condensarla sustancialmente;

(9) el primer medio de expansión se conecta al segundo medio de intercambio de calor para recibir la corriente combinada y sustancialmente condensada y expandirla a una presión menor;

(10) el tercer medio de intercambio de calor se conecta al primer medio de expansión para recibir la corriente combinada y expandida y enfriada y calentarla;

(11) el primer y segundo medios absorbentes se alojan en el montaje de procesamiento y se conectan al tercer medio de intercambio de calor para recibir la corriente combinada expandida y calentada como una alimentación a la misma entre el primero y segundo medios absorbentes, el primer medio absorbente se localiza por encima del segundo medio absorbente;

(12) el segundo medio de expansión se conecta al segundo medio de división para recibir la segunda corriente y expandirla a una presión menor, el segundo medio de expansión se conecta adicionalmente al segundo medio absorbente para suministrar la segunda corriente expandida como una alimentación inferior al mismo;

(13) el tercer medio de expansión se conecta al primer medio de separación para recibir cualquier porción remanente de por lo menos una corriente líquida y expandirla a una presión menor, el tercer medio de expansión se conecta adicionalmente al montaje de procesamiento para suministrar la corriente de líquido expandido, alimentación al mismo por debajo del segundo medio absorbente y por encima del medio de transferencia de calor y de masa;

(14) un medio de recolección de vapor alojado en el montaje de procesamiento y conectado al primer medio absorbente para recibir una primera corriente de vapor de destilación desde una región superior del primer medio absorbente;

(15) el tercer medio de intercambio de calor se conecta adicionalmente al medio de recolección de vapor para recibir la primera corriente

de vapor de destilación y enfriarla lo suficiente para condensar por lo menos parte de la misma, por lo que se suministra por lo menos una porción del calentamiento de la tapa (10);

(16) un segundo medio de separación conectado al tercer medio de intercambio de calor para recibir la primera corriente de vapor de destilación condensada por lo menos fácilmente y separarla en una corriente condensada y una segunda corriente de vapor de destilación;

(17) el primer medio absorbente se conecta adicionalmente al segundo medio de separación para recibir la corriente condensada como una alimentación superior al mismo;

(18) el segundo medio de intercambio de calor se conecta adicionalmente al segundo medio de separación para recibir la segunda corriente de vapor de destilación y calentarla, por lo que se suministra por lo menos una porción de enfriamiento de la etapa (8);

(19) el primer medio de intercambio de calor se conecta adicionalmente al segundo medio de intercambio de calor para recibir la segunda corriente de vapor de destilación calentada y calentarla adicionalmente, por lo que se suministra por lo menos una porción de enfriamiento de la etapa (2) y posteriormente se descarga la segunda corriente de vapor de destilación calentada adicionalmente como una fracción de gas residual volátil;

(20) un medio de recolección de líquido alojado en el montaje de procesamiento y conectado al segundo medio absorbente para recibir una corriente de líquido de destilación desde una región inferior del segundo medio absorbente;

(21) el medio de transferencia de calor y de masa se conecta adicionalmente al medio de recolección de líquido para recibir la corriente de líquido de destilación y calentarla, por lo que se suministra por lo menos una porción del enfriamiento de la etapa (3) mientras simultáneamente se purifican los componentes más volátiles de la corriente de líquido de destilación y posteriormente se descarga la corriente de líquido de destilación calentada y purificada del montaje de procesamiento como la fracción relativamente menos volátil; y

(22) un medio de control adaptado para regular las cantidades y temperaturas de las corrientes de alimentación al primer medio absorbente para mantener la temperatura de la región superior del primer medio absorbente a una temperatura por la cual se recuperan las porciones mayores de los componentes

en la fracción relativamente menos volátil.

26. Un aparato para la separación de una corriente de gas que contiene metano, componentes de 2 átomos de carbono, componentes de 3 átomos de carbono y componentes de hidrocarburos más pesados en una fracción de gas residual volátil y una fracción relativamente menos volátil que contiene una porción mayor de los componentes de los 2 átomos de carbono, componentes de 3 átomos de carbono y componentes de hidrocarburos más pesados o los componentes de 3 átomos de carbono y componentes de hidrocarburos más pesados, caracterizado porque comprende:

(1) un primer medio de intercambio de calor para enfriar la corriente de gas;

(2) un medio de división conectado al primer medio de intercambio de gas para recibir la corriente de gas enfriada y dividirla en una primera y segunda corrientes;

(3) un segundo medio de intercambio de calor conectado al medio de división para recibir la primera corriente y enfriarla lo suficiente para condensarla sustancialmente;

(4) un primer medio de expansión conectado al segundo medio de intercambio de calor para recibir la primera corriente condensada sustancialmente y expandirla a una presión menor;

(5) un tercer medio de intercambio de calor conectado al primer medio de expansión para recibir la primera corriente enfriada y expandida y calentarla;

(6) un primero y segundo medios absorbentes alojados en un montaje de procesamiento y conectados al tercer medio de intercambio de calor para recibir la primera corriente expandida y calentada como una alimentación de la misma entre el primero y segundo medios absorbentes, el primer medio absorbente se localiza por encima del segundo medio absorbente;

(7) un segundo medio de expansión conectado al medio de división para recibir la segunda corriente y expandirla a una presión menor, el segundo medio de expansión está conectado adicionalmente al segundo medio absorbente para suministrar la segunda corriente expandida como una alimentación inferior a la misma;

(8) un medio de recolección de vapor alojado en el montaje de procesamiento y conectado al primer medio absorbente para recibir una primera

corriente de vapor de destilación desde una región superior del primer medio absorbente;

(9) un tercer medio de intercambio de calor que se conecta adicionalmente al medio de recolección de vapor para recibir la primera corriente de vapor de destilación y enfriarla lo suficiente para condensar por lo menos parte de la misma, para de esta manera suministrar por lo menos una porción del calentamiento de la etapa (5);

(10) un medio de separación conectado al tercer medio de intercambio de calor para recibir la primera corriente de vapor de destilación condensada por lo menos parcialmente y separarla en una corriente condensada y una segunda corriente de vapor de destilación;

(11) el primer medio absorbente está conectado adicionalmente al segundo medio de separación para recibir la corriente condensada como una alimentación superior a la misma;

(12) el segundo medio de intercambio de calor se conecta adicionalmente al medio de separación para recibir la segunda corriente de vapor de destilación y calentarla; para de esta manera suministrar por lo menos una porción de enfriamiento de la etapa (3);

(13) el primer medio de intercambio de calor se conecta adicionalmente al segundo medio de intercambio de calor para recibir la segunda corriente de vapor de destilación calentada y calentarla adicionalmente, por lo que suministra por lo menos una porción del enfriamiento de la etapa (1) y posteriormente descargar la segunda corriente de vapor de destilación calentada adicionalmente como la fracción de gas residual volátil;

(14) un medio de recolección de líquido alojado en el montaje de procesamiento conectado al segundo medio absorbente para recibir una corriente de líquido de destilación desde una región inferior del segundo medio absorbente;

(15) un medio de transferencia de calor y de masa alojado en el montaje de procesamiento conectado al medio de recolección de líquido para recibir la corriente de líquido de destilación y calentarla, para de esta manera purificar simultáneamente más componentes volátiles de la corriente de líquido de destilación y posteriormente descargar la corriente de líquido de destilación calentada y purificada y el montaje de procesamiento como una fracción relativamente menos volátil; y

(16) un medio de control adaptado para regular las cantidades y temperaturas de las corrientes de alimentación al primer medio absorbente para

mantener la temperatura de la región superior del primer medio absorbente a una temperatura por la cual se recuperan las porciones mayores de los componentes en la fracción relativamente menos volátil.

27. Un aparato para la separación de una corriente de gas que comprende metano, componentes de 2 átomos de carbono, componentes de 3 átomos de carbono y componentes de hidrocarburos más pesados en una fracción de gas residual volátil y una fracción relativamente menos volátil que contiene una porción mayor de los componentes de 2 átomos de carbono, componentes de 3 átomos de carbono y componentes de hidrocarburos más pesados o componentes de 3 átomos de carbono y componentes de hidrocarburos más pesados, caracterizado porque comprende:

(1) un primer medio de intercambio de calor para enfriar la corriente de gas lo suficiente para condensarla parcialmente;

(2) un primer medio de separación conectado al primer medio de intercambio de calor para recibir una corriente de gas condensada por lo menos parcialmente y separarla en una corriente de vapor y por lo menos una corriente de líquido;

(3) un medio de división conectado al primer medio de separación para recibir la corriente de vapor y dividirla en una primera y segunda corrientes;

(4) un segundo medio de intercambio de calor conectado al medio de división para recibir la primera corriente y enfriarla lo suficiente para condensarla sustancialmente;

(5) un primer medio de expansión conectado al segundo medio de intercambio de calor para recibir la primera corriente sustancialmente condensada y expandirla a una presión menor;

(6) el tercer medio de intercambio de calor conectado al primer medio de expansión para recibir la primera corriente enfriada y expandida y calentarla;

(7) un primero y segundo medios absorbentes alojados en un montaje de procesamiento y conectados al tercer medio de intercambio de calor para recibir la primera corriente expandida y calentada como una alimentación de la misma entre el primero y segundo medios absorbentes, el primer medio absorbente se localiza por encima del segundo medio absorbente;

(8) el segundo medio de expansión se conecta al medio de división para recibir la segunda corriente y expandirla a una presión menor, el

segundo medio de expansión se conecta adicionalmente al segundo medio absorbente para suministrar la segunda corriente expandida como una alimentación inferior a la misma;

(9) un medio de recolección de vapor alojado en el montaje de procesamiento conectado al primer medio absorbente para recibir una primera corriente de vapor de destilación desde una región superior del primer medio absorbente;

(10) el tercer medio de intercambio de calor se conecta adicionalmente al medio de recolección de vapor para recibir la primera corriente de vapor de destilación y enfriarla lo suficiente para condensar por lo menos parte de la misma, para de esta manera suministrar por lo menos una porción de calentamiento de la etapa (6);

(11) un segundo medio de separación conectado al tercer medio de intercambio de calor para recibir una primera corriente de vapor de destilación condensada por lo menos parcialmente y separarla en una corriente condensada y una segunda corriente de vapor de destilación;

(12) el primer medio absorbente está conectado adicionalmente al segundo medio de separación para recibir la corriente condensada como alimentación superior a la misma;

(13) el segundo medio de intercambio de calor se conecta adicionalmente al segundo medio de separación para recibir la segunda corriente de vapor de destilación y calentarla, por lo que se suministra por lo menos una porción del enfriamiento de la etapa (4);

(14) el primer medio de intercambio de calor está conectado adicionalmente al segundo medio de intercambio de calor para recibir la segunda corriente de vapor de destilación calentada y calentarla adicionalmente, por lo que se suministra por lo menos una porción de enfriamiento de la etapa (1) y posteriormente descargar la segunda corriente de vapor de destilación calentada adicionalmente como la fracción de gas de residuo volátil;

(15) un medio de recolección de líquido alojado en el montaje de procesamiento y conectado al segundo medio absorbente para recibir una corriente de líquido de destilación desde una región inferior del segundo medio absorbente;

(16) un medio de transferencia de calor de masa alojado en el montaje de procesamiento y conectado al medio de recolección de líquido para recibir la corriente de líquido de destilación y calentarla, por lo que se purifican

simultáneamente los componentes más volátiles de la corriente de líquido de destilación y posteriormente se descarga la corriente de líquido de destilación calentada y purificada del montaje de procesamiento como la fracción relativamente menos volátil;

(17) un tercer medio de expansión conectado al primer medio de separación para recibir por lo menos una porción de por lo menos una corriente de líquido y expandirla a una presión menor, el tercer medio de expansión se conecta adicionalmente al montaje de procesamiento para suministrar la corriente de líquido expandido como alimentación del mismo por debajo del segundo medio absorbente y por encima del medio de transferencia de calor y masa; y

(18) un medio de control adaptado para regular las cantidades y temperaturas de las corrientes de alimentación al primer medio absorbente para mantener la temperatura de la región superior del primer medio absorbente a una temperatura por la cual se recuperan las porciones mayores de los componentes en la fracción relativamente menos volátil.

28. Un aparato para la separación de una corriente de gas que contiene metano, componentes de 2 átomos de carbono, componentes de 3 átomos de carbono y componentes de hidrocarburos más pesados en una fracción de gas residual volátil y una fracción relativamente menos volátil que contiene una porción mayor de los componentes de 2 átomos de carbono, componentes de 3 átomos de carbono y componentes de hidrocarburos más pesados o componentes de 3 átomos de carbono y componentes de hidrocarburos más pesados, caracterizado porque comprende:

(1) un primer medio de intercambio de calor para enfriar la corriente de gas lo suficiente para condensarla parcialmente;

(2) un primer medio de separación conectado al primer medio de intercambio de calor para recibir la corriente de gas condensada parcialmente y separarla en una corriente de vapor y por lo menos una corriente de líquido;

(3) un medio de división conectado al primer medio de separación para recibir la corriente de vapor y dividirla en una primera y segunda corrientes;

(4) primer medio de combinación conectado al medio de división y el primer medio de separación para recibir la primera corriente y por lo menos una porción de por lo menos una corriente de líquido y formar una corriente combinada;

(5) un segundo medio de intercambio de calor conectado al

primer medio de combinación para recibir la corriente combinada y enfriarla lo suficiente para condensarla sustancialmente;

(6) primer medio de expansión conectado al segundo medio de intercambio de calor para recibir la corriente combinada y sustancialmente condensada y expandirla a una presión menor;

(7) un tercer medio de intercambio de calor conectado al primer medio de expansión para recibir la corriente combinada, enfriada y expandida y calentarla;

(8) un primero y segundo medios absorbentes alojados en un montaje de procesamiento y conectados al tercer medio de intercambio de calor para recibir la corriente combinada, expandida y calentada como una alimentación a la misma entre el primero y segundo medios absorbentes, el primer medio absorbente se localiza por encima del segundo medio absorbente;

(9) un segundo medio de expansión conectado al medio de división para recibir la segunda corriente y expandirla a una presión menor, el segundo medio de expansión se conecta adicionalmente al segundo medio absorbente para suministrar la segunda corriente expandida como una alimentación de fondo a la misma;

(10) un medio de recolección de vapor alojado en el montaje de procesamiento y conectado al primer medio absorbente para recibir una primera corriente de vapor de destilación desde una región superior del primer medio absorbente;

(11) el tercer medio de intercambio de calor se conecta adicionalmente al medio de recolección de vapor para recibir la primera corriente de vapor de destilación y enfriarla lo suficiente para condensar por lo menos parte de la misma, por lo que se suministra por lo menos una porción del calentamiento de la etapa (7);

(12) un segundo medio de separación conectado al tercer medio de intercambio de calor para recibir la primera corriente de vapor de destilación condensada por lo menos parcialmente y separarla en una corriente condensada y una segunda corriente de vapor de destilación;

(13) el primer medio absorbente se conecta adicionalmente al segundo medio de separación para recibir la corriente condensada como una alimentación superior a la misma;

(14) el segundo medio de intercambio de calor se conecta adicionalmente al segundo medio de separación para recibir la segunda corriente

de vapor de destilación y calentarla, por lo que se suministra por lo menos una porción del enfriamiento de la etapa (5);

(15) el primer medio de intercambio de calor se conecta adicionalmente al segundo medio de intercambio de calor para recibir la segunda corriente de vapor de destilación calentada y calentarla adicionalmente, por lo que suministra por lo menos una porción de enfriamiento de la etapa (1) y posteriormente descargar la segunda corriente de vapor de destilación calentada adicionalmente como una fracción de gas residual volátil;

(16) un medio de recolección de líquido alojado en el montaje de procesamiento y conectado al segundo medio absorbente para recibir una corriente de líquido de destilación desde una región inferior del segundo medio absorbente;

(17) un medio de transferencia de calor y masa alojado en el montaje de procesamiento y conectado al medio de recolección de líquido para recibir la corriente de líquido de destilación y calentarla, por lo que simultáneamente purifica los componentes más volátiles de la corriente líquida de destilación y posteriormente descargan la corriente líquida de destilación calentada y purificada del montaje de procesamiento como una fracción relativamente menos volátil;

(18) un tercer medio de expansión conectado al primer medio de separación para recibir cualquier porción remanente de por lo menos una corriente de líquido y expandirla a una presión menor, el tercer medio de expansión se conecta adicionalmente al montaje de procesamiento para suministrar la corriente líquida expandida como una alimentación al mismo por debajo del segundo medio absorbente y por encima del medio de transferencia de calor y masa; y

(19) un medio de control adaptado para regular las cantidades y temperaturas de las corrientes de alimentación al primer medio absorbente para mantener la temperatura de la región superior del primer medio absorbente a una temperatura por la cual se recuperan las porciones mayores de los componentes en la fracción relativamente menos volátil.

29. El aparato de conformidad con la reivindicación 24, caracterizado porque el primer medio de separación se aloja en el montaje de procesamiento.

30. El aparato de conformidad con la reivindicación 25,

caracterizado porque el primer medio de separación se aloja en el montaje de procesamiento.

31. El aparato de conformidad con la reivindicación 27, caracterizado porque el primer medio de separación se aloja en el montaje de procesamiento.

32. El aparato de conformidad con la reivindicación 28, caracterizado porque el primer medio de separación se aloja en el montaje de procesamiento.

33. El aparato de conformidad con la reivindicación 23, caracterizado porque:

(1) un medio de recolección de gas se aloja en el montaje de procesamiento;

(2) un medio de transferencia de calor y de masa adicional se incluye dentro del medio de recolección de gas, el medio de transferencia de calor y masa adicional incluye uno o más pasos para un medio de refrigeración externo;

(3) el medio de recolección de gas se conecta al primer medio de combinación para recibir la corriente de gas enfriada y dirigirla a un medio de transferencia de calor y masa adicional para ser enfriado adicionalmente por el medio de refrigeración externo; y

(4) el primer medio de división está adaptado para ser conectado al medio de recolección de gas para recibir la corriente de gas enfriada adicionalmente y dividirla en una primera y segunda corrientes.

34. El aparato de conformidad con la reivindicación 26, caracterizado porque:

(1) un medio de recolección de gas se aloja en el montaje de procesamiento;

(2) se incluye un medio de transferencia de calor y de masa adicional dentro del medio de recolección de gas, el medio de transferencia de calor y masa adicional incluye uno o más pasos para un medio de refrigeración externo;

(3) el medio de recolección de gas se conecta al primer medio de intercambio de calor para recibir la corriente de gas enfriada y dirigirla a un medio

de transferencia de calor y masa adicional para ser enfriada adicionalmente por el medio de refrigeración externo; y

(4) el medio de división está adaptado para ser conectado al medio de recolección de gas para recibir la corriente de gas enfriada adicionalmente y dividirla en una primera y segunda corrientes.

35. El aparato de conformidad con la reivindicación 24, 25, 29 ó 30, caracterizado porque:

(1) se incluye un medio de transferencia de calor y de masa adicional dentro del primer medio de separación, el medio de transferencia de calor y de masa adicional incluye uno o más pasos para un medio de refrigeración externo;

(2) la corriente de vapor se dirige a un medio de transferencia de calor y masa adicional para ser enfriado por el medio de refrigeración externo para formar un condensado adicional; y

(3) el condensado adicional se vuelve una parte de por lo menos una corriente líquida separada en el mismo.

36. El aparato de conformidad con la reivindicación 27, 28, 31 ó 32, caracterizado porque:

(1) se incluye un medio de transferencia de calor y de masa adicional dentro del primer medio de separación, el medio de transferencia de calor y de masa adicional incluye uno o más pasos para un medio de refrigeración externo;

(2) la corriente de vapor se dirige a un medio de transferencia de calor y masa adicional para ser enfriado por el medio de refrigeración externo para formar un condensado adicional; y

(3) el condensado adicional se vuelve una parte de por lo menos una corriente líquida separada en el mismo.

37. El aparato de conformidad con la reivindicación 23, 24, 25, 29, 30 ó 33, caracterizado porque:

(1) se incluye un medio absorbente adicional dentro del montaje de procesamiento por encima del medio de transferencia de calor y de masa y se conecta al medio de transferencia de calor y de masa para recibir los componentes más volátiles purificados;

(2) el medio absorbente adicional se conecta adicionalmente al medio de recolección de líquido para recibir la corriente de líquido de destilación y proporcionar contacto de la corriente de líquido de destilación con los componentes más volátiles purificados, por lo que se forma una tercera corriente de vapor de destilación y una corriente de líquido de destilación purificada parcialmente;

(3) el segundo medio absorbente se adapta para ser conectado al medio absorbente adicional para recibir la tercera corriente de vapor de destilación y suministrarla a la región inferior del segundo medio absorbente; y

(4) el medio de transferencia de calor y de masa está adaptado para ser conectado al medio absorbente adicional para recibir la corriente de líquido de destilación purificada parcialmente y calentarla, y de esta manera separarla adicionalmente para formar la corriente de líquido de destilación calentada y purificada que se descarga del montaje de procesamiento como la fracción relativamente menos volátil.

38. El aparato de conformidad con la reivindicación 26, 27, 28, 31, 32 ó 34, caracterizado porque:

(1) se incluye un medio absorbente adicional dentro del montaje de procesamiento por encima del medio de transferencia de calor y de masa y se conecta al medio de transferencia de calor y de masa para recibir los componentes más volátiles purificados;

(2) el medio absorbente adicional se conecta adicionalmente al medio de recolección de líquido para recibir la corriente de líquido de destilación y proporcionar contacto de la corriente de líquido de destilación con los componentes más volátiles purificados, por lo que se forma una tercera corriente de vapor de destilación y una corriente de líquido de destilación purificada parcialmente;

(3) el segundo medio absorbente se adapta para ser conectado al medio absorbente adicional para recibir la tercera corriente de vapor de destilación y suministrarla a la región inferior del segundo medio absorbente; y

(4) el medio de transferencia de calor y de masa está adaptado para ser conectado al medio absorbente adicional para recibir la corriente de líquido de destilación purificada parcialmente y calentarla, por lo que la purifica adicionalmente para formar la corriente de líquido de destilación calentada y purificada que se descarga del montaje de procesamiento como la fracción

relativamente menos volátil.

39. El aparato de conformidad con la reivindicación 35, caracterizado porque:

(1) se incluye un medio absorbente adicional dentro del montaje de procesamiento por encima del medio de transferencia de calor y de masa y se conecta al medio de transferencia de calor y de masa para recibir los componentes más volátiles purificados;

(2) el medio absorbente adicional se conecta adicionalmente al medio de recolección de líquido para recibir la corriente de líquido de destilación y proporcionar contacto de la corriente de líquido de destilación con los componentes más volátiles purificados, y de esta manera formar una tercera corriente de vapor de destilación y una corriente de líquido de destilación purificada parcialmente;

(3) el segundo medio absorbente se adapta para ser conectado al medio absorbente adicional para recibir la tercera corriente de vapor de destilación y suministrarla a la región inferior del segundo medio absorbente; y

(4) el medio de transferencia de calor y de masa está adaptado para ser conectado al medio absorbente adicional para recibir la corriente de líquido de destilación purificada parcialmente y calentarla, por lo que la purifica adicionalmente para formar la corriente de líquido de destilación calentada y purificada que se descarga del montaje de procesamiento como la fracción relativamente menos volátil.

40. El aparato de conformidad con la reivindicación 36, caracterizado porque:

(1) se incluye un medio absorbente adicional dentro del montaje de procesamiento por encima del medio de transferencia de calor y de masa y se conecta al medio de transferencia de calor y de masa para recibir los componentes más volátiles purificados;

(2) el medio absorbente adicional se conecta adicionalmente al medio de recolección de líquido para recibir la corriente de líquido de destilación y proporcionar contacto de la corriente de líquido de destilación con los componentes más volátiles purificados, por lo que se conforma una tercera corriente de vapor de destilación y una corriente de líquido de destilación purificada parcialmente;

(3) el segundo medio absorbente se adapta para ser conectado al medio absorbente adicional para recibir la tercera corriente de vapor de destilación y suministrarla a la región inferior del segundo medio absorbente; y

(4) el medio de transferencia de calor y de masa está adaptado para ser conectado al medio absorbente adicional para recibir la corriente de líquido de destilación purificada parcialmente y calentarla, por lo que se purifica adicionalmente para formar la corriente de líquido de destilación calentada y purificada que se descarga del montaje de procesamiento como la fracción relativamente menos volátil.

41. El aparato de conformidad con la reivindicación 23, 24, 25, 29, 30 ó 33, caracterizado porque el medio de transferencia de calor y de masa incluye uno o más pasos para un medio de calentamiento externo para suplementar el calor suministrado por la segunda porción para la purificación de los componentes más volátiles de la corriente de líquido de destilación.

42. El aparato de conformidad con la reivindicación 35, caracterizado porque el medio de transferencia de calor y de masa incluye uno o más pasos para un medio de calentamiento externo para suplementar el calor suministrado por la segunda porción para la purificación de los componentes más volátiles de la corriente de líquido de destilación.

43. El aparato de conformidad con la reivindicación 37, caracterizado porque el medio de transferencia de calor y de masa incluye uno o más pasos para un medio de calentamiento externo para suplementar el calor suministrado por la segunda porción para la purificación de los componentes más volátiles de la corriente de líquido de destilación.

44. El aparato de conformidad con la reivindicación 39, caracterizado porque el medio de transferencia de calor y de masa incluye uno o más pasos para un medio de calentamiento externo para suplementar el calor suministrado por la segunda porción para la purificación de los componentes más volátiles de la corriente de líquido de destilación.

RESUMEN DE LA INVENCION

Se describe un procedimiento y un aparato para un montaje de procesamiento compacto para recuperar componentes de hidrocarburos de 2 átomos de carbono (o 3 átomos de carbono) o más pesados de una corriente de gas de hidrocarburos. La corriente de gas se enfría y divide en primera y segunda corrientes. La primera corriente se enfría adicionalmente, se expande a una presión menor, se calienta y su fracción líquida se suministra como una primera alimentación superior a un medio absorbente. La segunda corriente se expande a una presión menor y se suministra a una alimentación de fondo al medio absorbente. Una corriente de vapor de destilación del medio absorbente se combina con la fracción de vapor de la primera corriente, después se enfría por la primera corriente expandida para formar una corriente condensada que se suministra como segunda alimentación superior al medio absorbente. Una corriente de líquido de destilación del fondo del medio absorbente se calienta en un medio de transferencia de calor y de masa para purificar sus componentes volátiles.



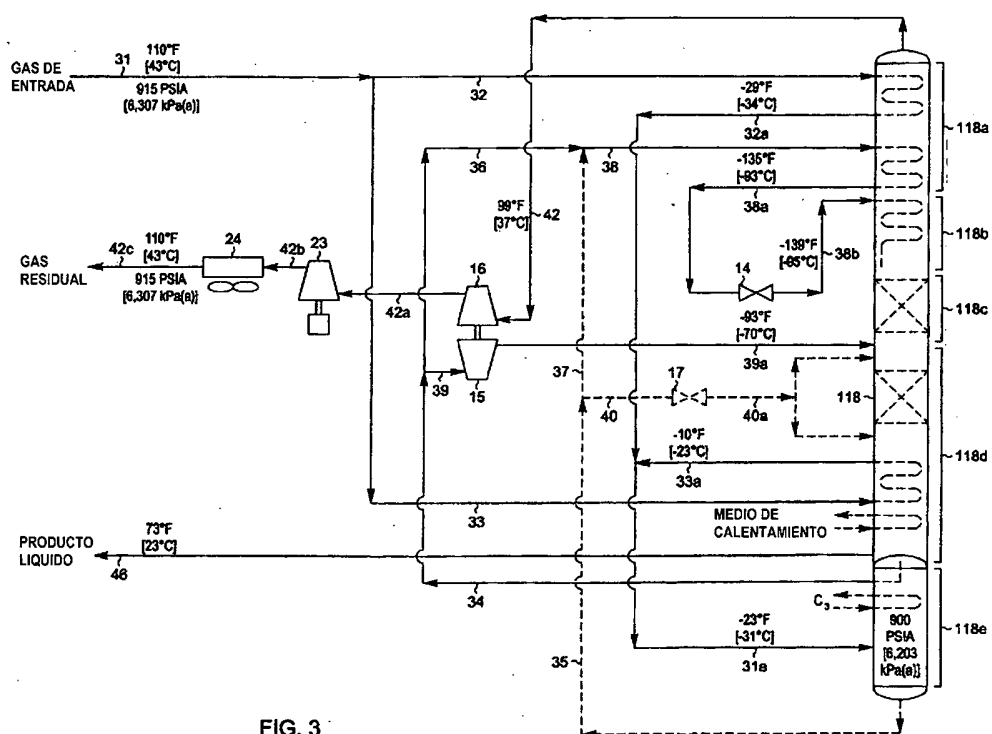


FIG. 3

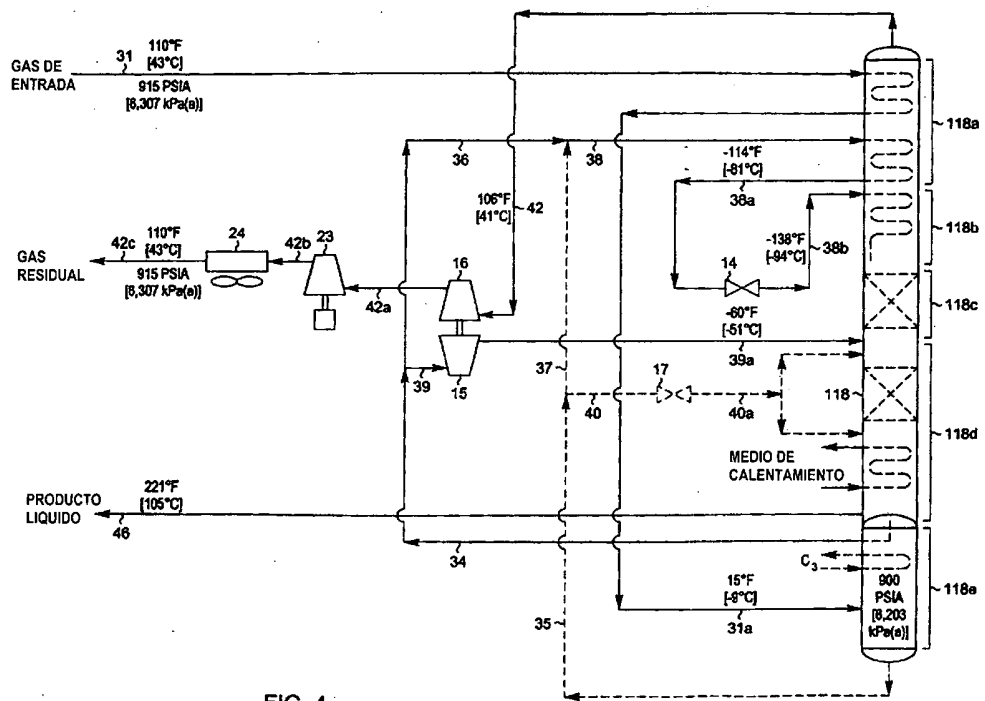


FIG. 4

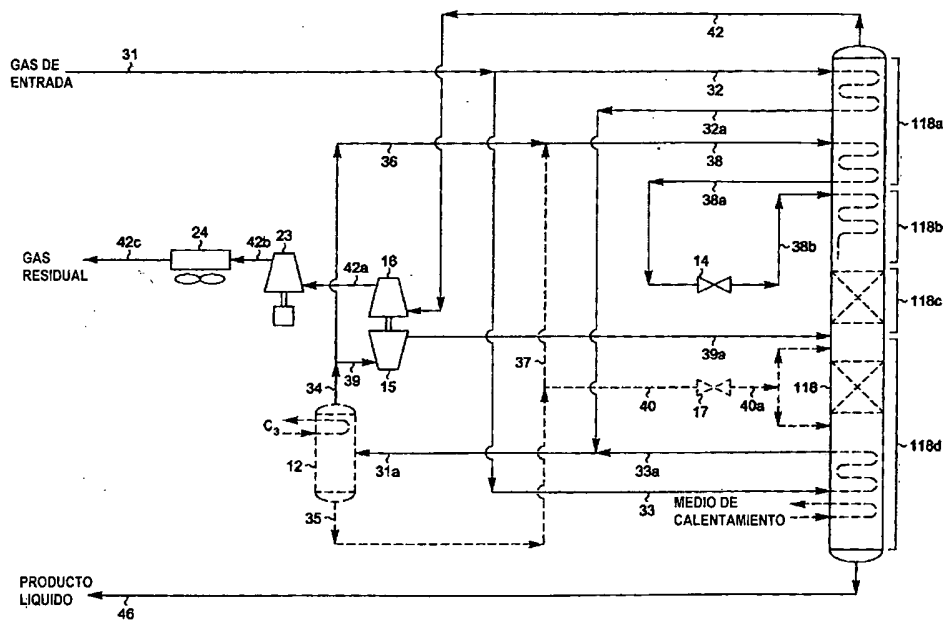


FIG. 5

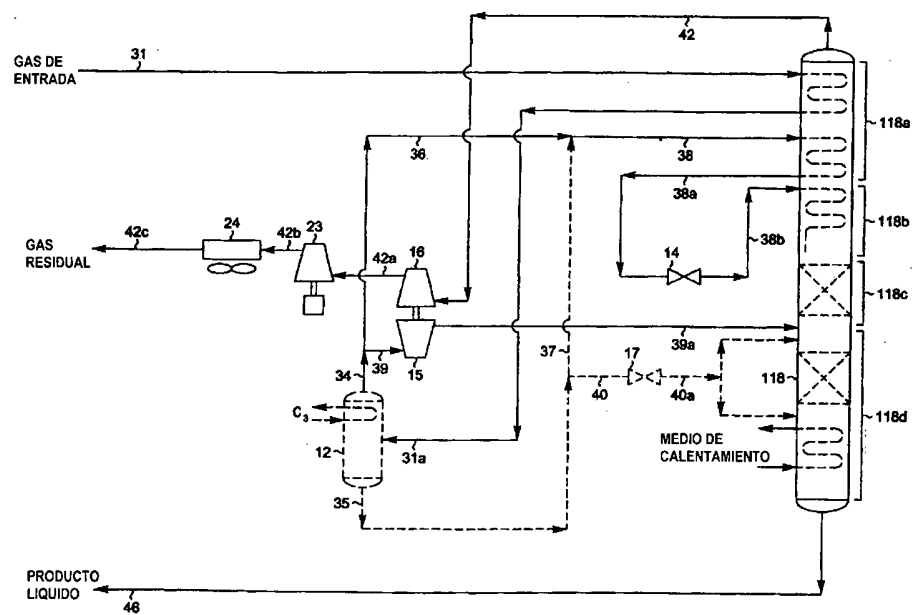


FIG. 6

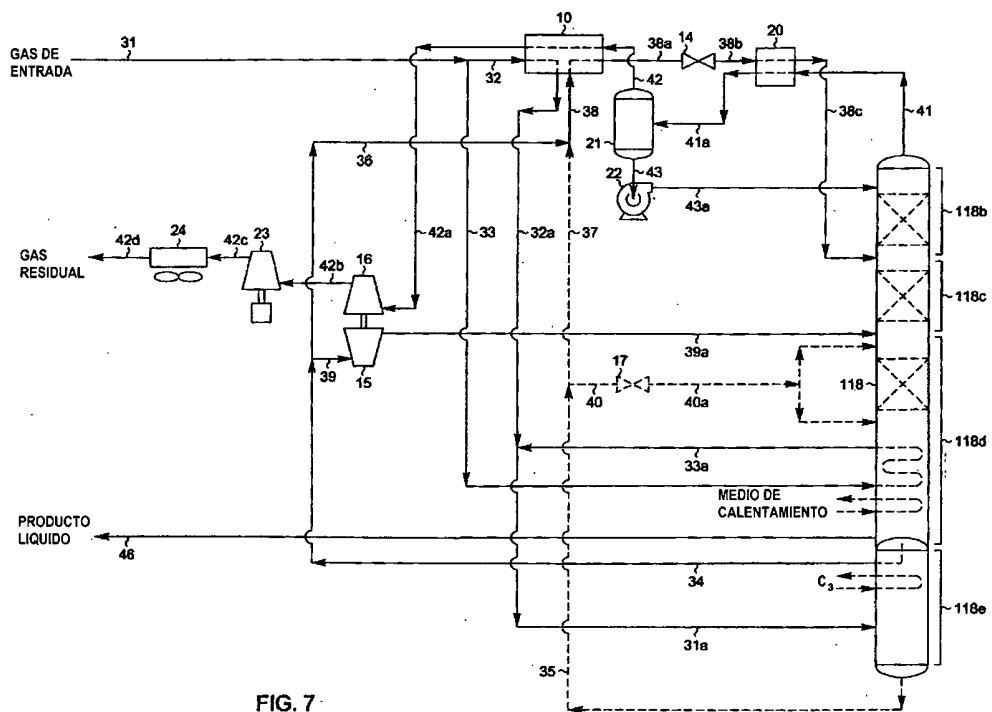


FIG. 7

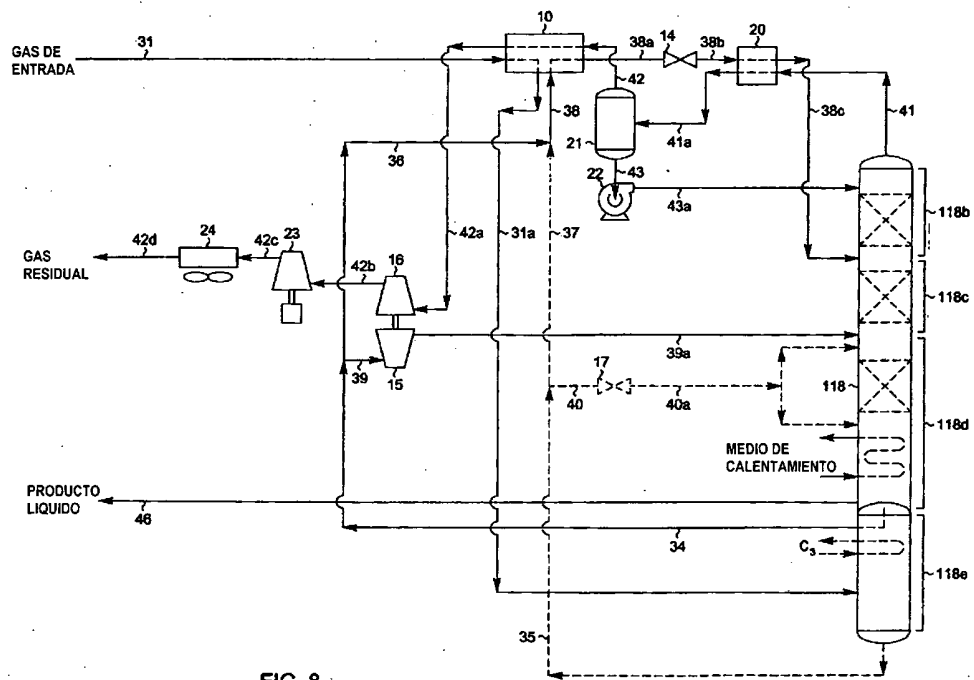


FIG. 8



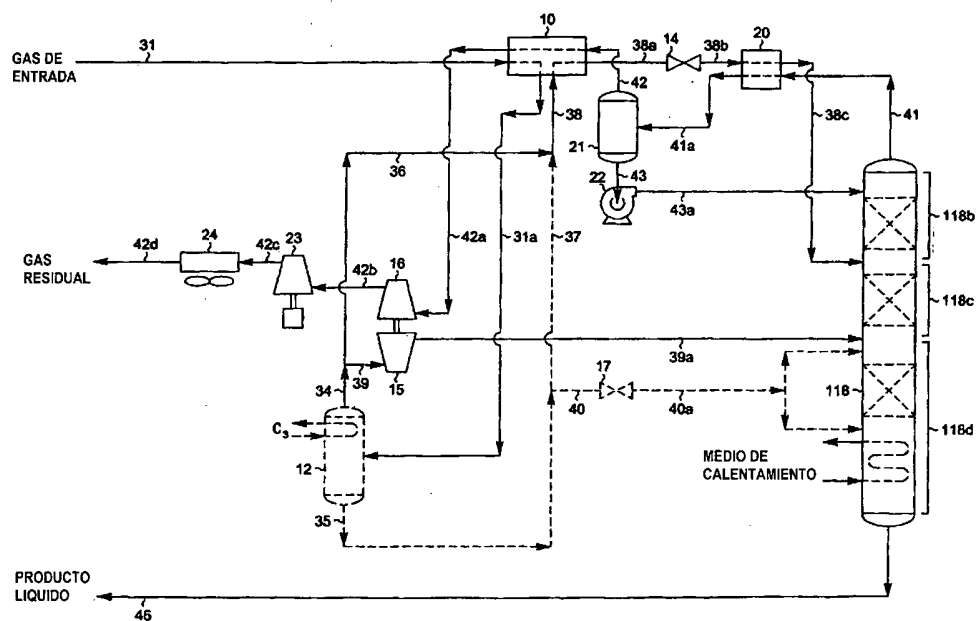


FIG. 10

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

Nombramos 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, marcas 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; renunciara; elaborar, tramitar y registrar contratos de licencia y licencias de cualesquiera clases; intervenir como demandante o como demandado en cualquier instancia y recurso ante cualquier juez, corporación, funcionario público o autoridad en acciones judiciales, administrativas y de policía tales como: oposiciones al registro de marcas; acciones de caducidad, cancelación y nulidad; acciones reivindicatorias, acciones derivadas de la obtención o explotación de licencias; acciones de competencia desleal; demandas penales; acciones de indemnización de perjuicios, reclamos y observaciones a solicitudes de patentes, diseños industriales, modelos de utilidad, en el ejercicio de medidas cautelares y en otras acciones o medidas similares.

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

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

Otorgado y firmado en

Granted and signed in Houston, Texas, USA

Hoy, de de 2011

This, 17 day of Oct, 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 periodo de duración que aún no ha terminado; que el declarante está autorizado por dicha compañía para conferir este poder; que el sello estampado por él al pie de tal poder, en nombre y representación de la expresada compañía, es el sello oficial de ella; y que el objeto para el cual se confiere este instrumento está comprendido dentro del de la sociedad.

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

Estado de.....

con fecha.....

y que quien confiere el presente poder es su representante.

Notario Público (sello)

NOTARIAL CERTIFICATE (CORPORATION)

On this 17 day of October, 2011

Personally appeared before me

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

W. Larry Lewis

Of S.M.E. Products LP

Which is legally constituted for a term not yet expired, that deponent is authorized by said Company to confer this Power of Attorney; that the seal affixed 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 Dallas

under date of October 17, 2011

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

Sandra Dunn
Public Notary (Seal)





The State of Texas

Secretary of State

Requested for use in COLOMBIA

Not for use within the United States of America

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

APOSTILLE

(Convention de La Haye du 5 Octobre 1961)

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

CERTIFIED

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



Hope Andrade
Secretary of State

ST/tl



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)

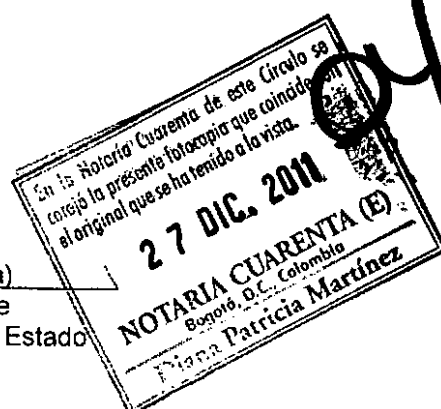
1. País: Estados Unidos de América
2. Este documento público
 ha sido firmado por SANDRA DUNN
3. actuando en capacidad de NOTARIO PÚBLICO, ESTADO DE TEXAS
4. lleva el sello/timbre de SANDRA DUNN, NOTARIO PÚBLICO,
 ESTADO DE TEXAS, LA COMISIÓN EXPIRA EL 09-14-13

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 MARTIN EDUARDO TORRES CARDOZO, de Bogotá, Colombia, apoderados verdaderos y legales con poder especial, amplio y suficiente, para recabar de las oficinas y autoridades colombianas administrativas, judiciales y de policía, en cualquier instancia o recurso, la obtención de patentes de invención, registros de marcas, 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 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.

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

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

Granted and signed in

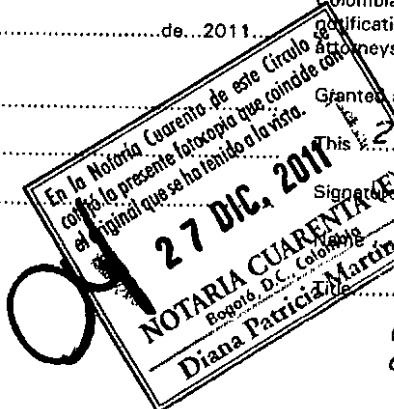
This 27th day of JULY

Signature

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 periodo 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 ple 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.

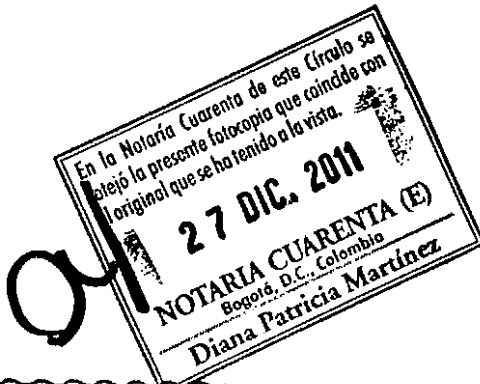
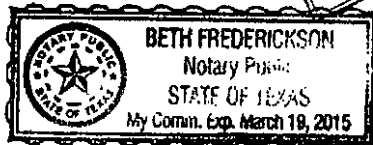
State of Texas

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)

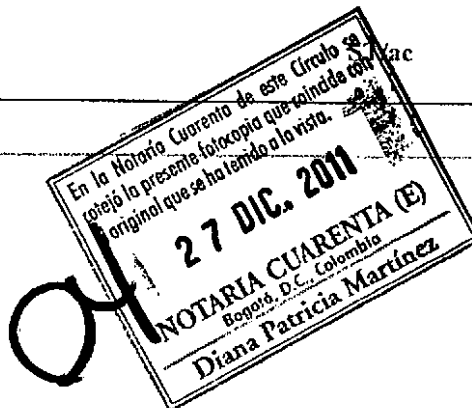
- | | |
|--------------------------------|--|
| 1. Country | United States of America |
| This public document | |
| 2. has been signed by | BETH FREDERICKSON |
| 3. acting in the capacity of | Notary Public, State of Texas |
| 4. and bears the seal/stamp of | BETH FREDERICKSON,
Notary Public, State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



94

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 Piedrahita 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 Ortloff 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 Ortloff 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 Ortloff Engineers, Ltd., 415 W.Wall Street, Suite 2000, Midland, TX 79701, Estados Unidos de América, legalmente constituida, para un periodo de duración que aún no ha terminado; que el declarante está autorizado por dicha Compañía para otorgar este poder, que el sello en el presente estampado por el declarante en nombre de dicha Sociedad es el sello oficial de la misma, y que el objeto para el cual se otorga este instrumento está incluido dentro del objeto social de la sociedad.

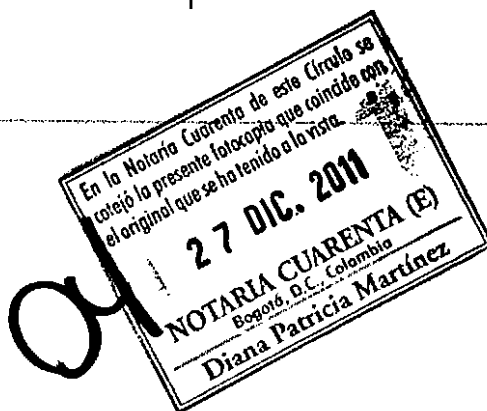
El suscrito Notario hace constar que tuvo a la vista los documentos que prueban la existencia de la sociedad.

Estado: Texas

Bajo la fecha julio 21, 2011

Y que quien confiere el presente poder es su representante.

TRADUCCIÓN OFICIAL No. _____
JUAN PABLO PIEDRAHITA 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**

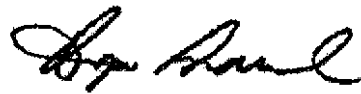


9.

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

10.

(Firma)

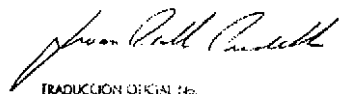


(Firmado) Hope Andrade, Secretario de Estado

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 No. _____
JUAN PABLO PIEDRAHÍTA AGUIRRE
TRADUCTOR E INTERPRETE OFICIAL
RES. 718 DE MAYO 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.
27 DIC. 2011
NOTARIA CUARENTA (E)
Bogotá, D.C., Colombia
Diana Patricia Martínez



No. 11-179434- -00000-0000

Fecha: 2011-12-27 16:47:56 Dep. 2020 DIR.NUEVASCR
Tra. 11 PATENTEIYII Eve: 378 FASENACIONALI
Act. 411 PRESENTACION Follos: 96

PATENTE DE INVENCION ☐

MODELO DE UT

- ☐ 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 ☐