



No. 11-160751- -00000-0000

Fecha: 2011-11-23 16:58:20 Dep. 2020 DIR.NUEVASCR
Tra. 11 PATENTEIYII Eve: 378 FASENACIONALI
Act. 411 PRESENTACION Folios: 77

SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y C



DELEGATURA PROPIEDAD INDUSTRIAL

División de Nuevas Creaciones

SOLICITUD
PATENTE DE INVENCION

ENTRADA EN FASE NACIONAL

21. **EXPEDIENTE No.** _____

PROCESAMIENTO DE GAS NATURAL LICUADO Y GAS HIDROCARBURO

54. **TITULO** _____

51. **CLASIFICACION INTERNACIONAL** _____

ORTLOFF ENGINEERS, LTD.

71. **SOLICITANTE** _____

MIDLAND, TX, ESTADOS UNIDOS DE AMERICA

DOMICILIO _____

74. **APODERADO** _____

JUAN PABLO CADENA SARMIENTO

22. **BOGOTÁ, D.C.** _____

AS: 118.693

PETITORIO

**Industria y Comercio**
SUPERINTENDENCIA

SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO



No. 11-160751-00000-0000

Fecha: 2011-11-23 16:58:20 Dep. 2020 DIR.NUEVASCR
Tra. 11 PATENTEIYII Eve: 378 FASENACIONALI
Act. 411 PRESENTACION Folios: 77**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.**Dirección: 415 W. Wall, Suite 2000, Midland,
TX 79701, Estados Unidos de América.Nacionalidad o Domicilio: Estados Unidos de
AméricaLugar de Constitución: Estados Unidos de
América

Teléfono:

Fax:

E-mail

IDENTIFICACIÓN

C.C.



NIT



C.E.



Otro



Cual

Número

3

REPRESENTANTE
O APODERADONombre: **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 57492En 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: MARTINEZ, Tony, L.; WILKINSON, John, D.; HUDSON, Hank, M.;
CUELLAR, Kyle, T.Dirección: 2303 Bellechasse Court, Midland, TX 79705, Estados Unidos de
América; 4113 Tanforan Avenue, Midland, TX 79707, Estados Unidos de América;
2508 W. Sinclair Avenue, Midland, TX 79705, Estados Unidos de América; 1611
Cottage Point Drive, Katy, TX 77494, Estados Unidos de América;
respectivamente.

Nacionalidad o Domicilio: Estados Unidos de América; respectivamente.

5 PCT (86)

Solicitud Internacional No.

PCT/US2010/034732

Fecha:

13.05.2010

Publicación Internacional No

WO 2010/132678 A1

Fecha:

18.11.2010

6 Título (54):

PROCESAMIENTO DE GAS NATURAL LICUADO Y GAS HIDROCARBURO

7 Clasificación Internacional (51):

8 Prioridad

(33) País de Origen

(32) Fecha

(31) Número de Solicitud

SI ☒NO ☐

US

15.05.2009

12/466,661

9 Comprobante de pago No. 11-102890, 11-87857, 11-73840Fecha 18.11.2001

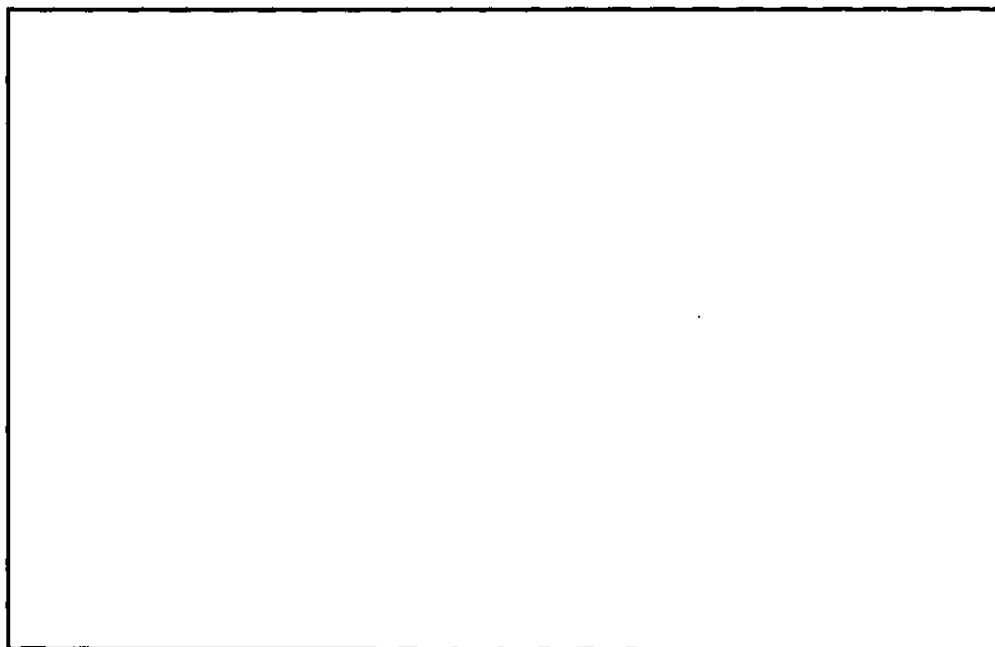
Instrucciones para el diligenciamiento del presente formulario, ver reverso de esta página.

10

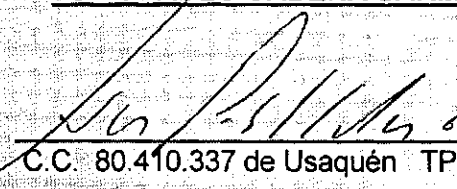
ANEXOS

- ☒ Comprobante de pago de la tasa de presentación de la solicitud. \$ 571.000
- ☒ Documento que acredita la existencia y representación legal de la persona jurídica peticionaria, en cuanto no esté inscrita en alguna Cámara de Comercio Colombiana.
- ☒ Poderes, si fuere el caso. Fotocopia autenticada.
- ☐ Documento de cesión del inventor al solicitante o a su causante. Fotocopia autenticada.
- ☒ 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 \$ 297.000 (11*\$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.

Instrucciones para la presentación de los anexos, ver reverso de esta página.

AS. 118.693

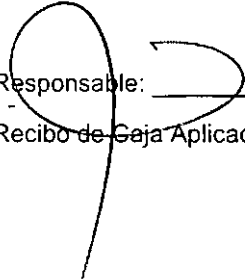
SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO
NIT : 800.176.089-2
- / -

 Industria y Comercio SUPERINTENDENCIA	RECIBO DE CAJA	No. 11 - 102890
		Bogotá D.C., Octubre 20 de 2011 - 16:50:48

RECIBIDO DE : BRIGARD & CASTRO S.A.					NI 860.047.372	
*** Soporte del Pago ***						
TIPO PAGO	BANCO	CUENTA	No. PAGO	FECHA PAGO	VR. PAGO	
CONSIGNACION	BANCO DE BOGOTA	062754387	456032231	19/10/2011	34.749.500.00	

*** Conceptos Pagados ***			
CANT. RENTISTICO	CONCEPTO	Vr. UNIDITARIO	Vr. CONCEPTO
1 50005-01-01 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. 11-160751- -00000-0000
Fecha: 2011-11-23 16:58:20 Dep. 2020 DIR.NUEVASCR
Tra. 11 PATENTEIYII Eve: 378 FASENACIONALI
Act. 411 PRESENTACION Folios: 77

AS.118.693⁴

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

 Industria y Comercio SUPERINTENDENCIA	RECIBO DE CAJA	No. 11 - 0087857
		Bogotá D.C., Septiembre 07 de 2011 - 17:00:11

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

*** Soporte del Pago ***

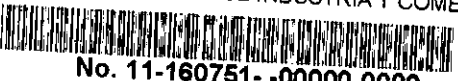
TIPO PAGO	BANCO	CUENTA	No. PAGO	FECHA PAGO	VR. PAGO
CONSIGNACION	BANCO DE BOGOTA	062754387	411762621	07/09/2011	31.119.100.00

*** Conceptos Pagados ***

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

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

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

SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO

No. 11-160751- -00000-0000
Fecha: 2011-11-23 16:58:20 Dep. 2020 DIR.NUEVASCR
Tra. 11 PATENTEIYII Eve: 378 FASENACIONALI
Act. 411 PRESENTACION Folios: 77

AS.118.693⁵

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

Industria y Comercio SUPERINTENDENCIA	RECIBO DE CAJA	No. 11 - 0073840
		Bogotá D.C., Agosto 01 de 2011 - 16:58:42

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	456017306	01/08/2011	29.779.000.00

*** Conceptos Pagados ***			
CANT.	RENTISTICO	CONCEPTO	Vr. UNIDITARIO Vr. CONCEPTO
1	50005-01-09 OTROS SERVICIOS DE PROPIEDAD INDUSTRIAL	54 INFORMACION DETALLADA DE UN TRAMITE	27.000.00 27.000.00
			\$27.000.00

SON: **VEINTISIETE MIL PESOS MONEDA CORRIENTE***

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

SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO

No. 11-180751- -00000-0000
Fecha: 2011-11-23 16:58:20 Dep. 2020 DIR.NUEVASCR
Tra. 11 PATENTEIYII Eve: 378 FASENACIONALI
Act. 411 PRESENTACION Folios: 77

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

(19) World Intellectual Property Organization
International Bureau(43) International Publication Date
18 November 2010 (18.11.2010)

PCT

(10) International Publication Number
WO 2010/132678 A1(51) International Patent Classification:
F25J 3/00 (2006.01)

(21) International Application Number:

PCT/US2010/034732

(22) International Filing Date:

13 May 2010 (13.05.2010)

(25) Filing Language: English

(26) Publication Language: English

(30) Priority Data:
12/466,661 15 May 2009 (15.05.2009) US(71) Applicant (for all designated States except US): **ORT-LOFF ENGINEERS, LTD.** [US/US]; 415 West Wall, Suite 2000, Midland, TX 79701 (US).

(72) Inventors; and

(75) Inventors/Applicants (for US only): **MARTINEZ, Tony, L.** [US/US]; 2303 Bellechasse Court, Midland, TX 79705 (US). **WILKINSON, John, D.** [US/US]; 4113 Tanforan Avenue, Midland, TX 79707 (US). **HUDSON, Hank, M.** [US/US]; 2508 W. Sinclair Avenue, Midland, TX 79705 (US). **CUELLAR, Kyle, T.** [US/US]; 1611 Cottage Point, Katy, TX 77494 (US).(74) Agents: **RUSSO, Alicia, A.** et al.; Fitzpatrick, Cella, Harper & Scinto, 1290 Avenue Of The Americas, New York, NY 10104-3800 (US).

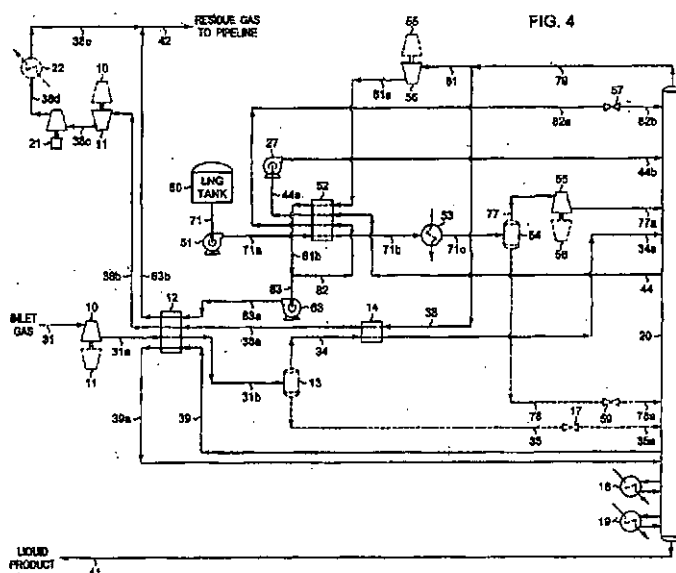
(81) Designated States (unless otherwise indicated, for every kind of national protection available): AE, AG, AL, AM, AO, AT, AU, AZ, BA, BB, BG, BH, BR, BW, BY, BZ, CA, CH, CL, CN, CO, CR, CU, CZ, DE, DK, DM, DO, DZ, EC, EE, EG, ES, FI, GB, GD, GE, GH, GM, GT, HN, HR, HU, ID, IL, IN, IS, JP, KE, KG,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

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

Published:

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

(54) Title: LIQUEFIED NATURAL GAS AND HYDROCARBON GAS PROCESSING



(57) Abstract: A process for the recovery of heavier hydrocarbons from a liquefied natural gas (LNG) stream and a hydrocarbon gas stream is disclosed. The LNG feed stream is heated to vaporize at least part of it, then expanded and supplied to a fractionation column at a first mid-column feed position. The gas stream is expanded and cooled, then supplied to the column at a second mid-column feed position. A distillation vapor stream is withdrawn from the fractionation column below the mid-column feed positions and directed in heat exchange relation with the LNG feed stream, cooling the distillation vapor stream as it supplies at least part of the heating of the LNG feed stream. The distillation vapor stream is cooled sufficiently to condense a part of it, forming a first condensed stream. A portion of the first condensed stream is directed to the fractionation column at an upper mid-column feed position.

PROCESAMIENTO DE GAS NATURAL LICUADO Y GAS HIDROCARBURO

MEMORIA DESCRIPTIVA

ANTECEDENTES DE LA INVENCION

La presente invención se refiere a un proceso para la separación de etano e hidrocarburos más pesados o propano e hidrocarburos más pesados del gas natural licuado (en adelante denominado GNL) combinado con la separación de un gas que contiene hidrocarburos para proporcionar una corriente de gas rica en metano volátil y líquidos de gas natural menos volátiles (LGN) o una corriente de gas licuado del petróleo (GLP).

Como alternativa para el transporte en gasoductos, en ocasiones el gas natural en ubicaciones remotas se licua y se transporta mediante transportes cisterna de GNL especiales a terminales de recepción y almacenamiento de GNL adecuadas. A continuación, el GNL puede volver a evaporarse y utilizarse como combustible gaseoso en la misma forma que el gas natural. A pesar de que el GNL habitualmente tiene una mayor proporción de metano, es decir, el metano comprende al menos 50 mol % de GNL, asimismo contiene cantidades relativamente menores de hidrocarburos más pesados como etano, propano, butanos y similares, así como nitrógeno. Usualmente se necesita separar algunos o todos los hidrocarburos más pesados del metano en el GNL de forma tal que el combustible gaseoso resultante de la evaporación del GNL se ajuste a las especificaciones de los gasoductos para el valor de calentamiento. Asimismo, a menudo es deseable separar los hidrocarburos más pesados del metano y etano porque estos hidrocarburos tienen un valor mayor como productos líquidos (para su uso como materias primas petroquímicas, por ejemplo) que su valor como combustible.

A pesar de que existen muchos procesos que pueden utilizarse para separar el etano y/o propano y los hidrocarburos más pesados del GNL, estos procesos a menudo deben transigir entre una alta recuperación, costos de servicios bajos y simplicidad de proceso (y por tanto poca inversión de capital). Las patentes de los Estados Unidos Nos. 2,952,984; 3,837,172; 5,114,451; y 7,155,931 describen procesos de GNL relevantes capaces de recuperar etano o propano mientras producen el GNL magro como corriente de vapor que a continuación se comprime a presión de impulsión para ingresar en una red de distribución de gas. No obstante, es

posible alcanzar bajos costos de servicio si el GNL magro se produce como una corriente líquida que puede bombearse (en lugar de comprimirse) a presión de impulsión de la red de distribución de gas, con la subsiguiente evaporación del GNL magro mediante el uso de una fuente de calor externa de bajo nivel u otros medios. Las patentes de los Estados Unidos Nos. 6,604,380; 6,907,752; 6,941,771; 7,069,743; y 7,216,507 y las solicitudes pendientes nos. 11/749,268 y 12/060,362 describen tales procesos.

La economía y logística a menudo exigen que las terminales receptoras de GNL se encuentren ubicadas cerca de las líneas de transmisión de gas natural que transportarán el GNL re-evaporado a los consumidores. En muchos casos, estas áreas también presentan plantas para procesar el gas natural producido en la región para recuperar los hidrocarburos más pesados contenidos en el gas natural. Los procesos disponibles para separar estos hidrocarburos más pesados incluyen aquellos basados en el enfriamiento y refrigeración de gas, absorción de aceite y absorción de aceite refrigerada. Además, los procesos criogénicos se volvieron más frecuentes debido a la disponibilidad del equipo económico que produce energía mientras que simultáneamente se expande y extrae calor del gas que se está procesando. En función de la presión de la fuente de gas, la riqueza (etano, etileno y contenido de hidrocarburos más pesados) del gas y los productos finales deseados, puede emplearse cada uno de estos procesos o su combinación.

Actualmente se prefiere en general el proceso de expansión criogénica para la recuperación de líquidos del gas natural ya que proporciona una simplicidad máxima con facilidad de arranque, flexibilidad de operación, buena eficiencia, seguridad y buena fiabilidad. Las patentes de los Estados Unidos Nos. 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; la reemisión de la patente de los Estados Unidos No. 33.408; y las solicitudes pendientes nos. 11/430,412; 11/839,693; 11/971,491; y 12/206,230 describen los procesos relevantes (a pesar de que la descripción de la presente invención se base en

condiciones de procesamiento diferentes a aquellas descritas en las patentes de los Estados Unidos citadas).

La presente invención se dirige de forma general a la recuperación integrada de etileno, etano, propileno, propano e hidrocarburos más pesados de dicho GNL y corrientes de gas. Utiliza una nueva disposición de proceso para integrar el calentamiento de la corriente de GNL y el enfriamiento de la corriente de gas para eliminar la necesidad de un vaporizador separado y la necesidad de refrigeración externa, lo que permite una alta recuperación del componente de C_2 mientras que se mantiene la simplicidad del equipo de procesamiento y la baja inversión de capital. Además, la presente invención ofrece una reducción del consumo de energía y calor necesario para procesar el GNL y las corrientes de gas, lo que resulta en costos de operación más bajos que otros procesos y asimismo ofrece una reducción significativa de la inversión de capital.

Hasta el momento, se ha utilizado la patente de los Estados Unidos No. 7,216,507 del cesionario para recuperar componentes de C_2 y componentes de hidrocarburos más pesados en las plantas que procesan el GNL, mientras que la solicitud pendiente no. 11/430,412 del cesionario podía utilizarse para recuperar componentes de C_2 y componentes de hidrocarburos más pesados en las plantas que procesan gas natural. Sorprendentemente, los solicitantes hallaron que mediante la integración de ciertas características de la patente de los Estados Unidos No. 7,216,507 del cesionario con ciertas características de la solicitud pendiente no. 11/430,412 del cesionario, pueden alcanzarse niveles extremadamente altos de recuperación del componente de C_2 utilizando menos energía que la requerida por las plantas individuales para procesar el GNL y el gas natural por separado.

Un análisis típico de una corriente de GNL que será procesado de conformidad con esta invención sería, en un porcentaje molar aproximado, un 92,2% de metano, un 6,0% de etano y otros componentes de C_2 , un 1,1% de propano y otros componentes de C_3 , y vestigios de butanos+, con balance de nitrógeno. Un análisis típico de una corriente de gas que será procesado de conformidad con esta invención sería, en un porcentaje molar aproximado, un 80,1% de metano, un 9,5% de etano y otros componentes de C_2 , un 5,6% de propano y otros componentes de C_3 , un 1,3% de isobutano, un 1,1% de butano normal, un 0,8% de pentanos plus

con balance de nitrógeno y dióxido de carbono. A veces se encuentran presentes los gases que contienen azufre.

Para una mejor comprensión de la presente invención, se hace referencia a los siguientes ejemplos y dibujos. Con relación a los dibujos:

La figura 1 es un diagrama de flujo de un caso base de una planta de procesamiento de gas natural que utiliza GNL para su refrigeración;

La figura 2 es un diagrama de flujo de un caso base de plantas de procesamiento de GNL y gas natural de conformidad con la patente de los Estados Unidos No. 7,216,507 y la solicitud pendiente no. 11/430,412 respectivamente;

La figura 3 es un diagrama de flujo de una planta de procesamiento de GNL y gas natural de conformidad con la presente invención; y

las figuras 4 a 8 son diagramas de flujo que ilustran medios alternativos de aplicación de la presente invención para corrientes de GNL y gas natural.

Las figuras 1 y 2 se proporcionan para cuantificar las ventajas de la presente invención.

En la siguiente explicación de las figuras que anteceden, se proporcionan tablas que resumen las velocidades de flujo calculadas para condiciones de proceso representativas. En las tablas que figuran en la presente, los valores para las velocidades de flujo (en moles por hora) se redondearon al número entero más próximo a los efectos de la conveniencia. Las velocidades de flujo totales mostradas en las tablas incluyen todos los componentes que no son de hidrocarburos y por tanto generalmente son mayores que la suma de las velocidades de flujo para los componentes de hidrocarburos. Las temperaturas indicadas son valores aproximados redondeados al grado más próximo. Debe asimismo notarse que los cálculos de diseño de proceso realizados a los efectos de comparar los procesos descritos en las figuras se basan en la suposición de que no hay pérdida de calor del (o al) ambiente al (o del) proceso. La calidad de los materiales aislantes disponibles comercialmente hace que esta sea una suposición razonable y típica de los expertos en la técnica.

Para mayor conveniencia, los parámetros de proceso se informan tanto en las unidades tradicionales británicas como en las unidades del sistema internacional de unidades (SI). Las velocidades de flujo molares en las tablas pueden interpretarse tanto en moles-libra por hora o moles-kilogramo por hora. Los consumos de energía informados como caballaje

y/o mil unidades térmicas británicas por hora (MBTU/Hr) corresponden a las velocidades de flujo molares mencionadas en moles-libra por hora. Los consumos de energía informados como kilovatio (kW) corresponden a las velocidades de flujo molares mencionadas en moles-kilogramo por hora.

La figura 1 es un diagrama de flujo que muestra el diseño de una planta de procesamiento para recuperar C_2+ componentes del gas natural mediante el uso de una corriente de GNL para proporcionar refrigeración. En la simulación del proceso de la figura 1, el gas de entrada ingresa en la planta a 52°C y 600 psia [4.137 kPa(a)] como corriente 31. Si el gas de entrada contiene una concentración de compuestos de azufre que evitarían que las corrientes de producto cumplan con las especificaciones, los compuestos de azufre se extraen mediante un tratamiento previo adecuado del gas de alimentación (no ilustrado). Asimismo, la corriente de alimentación generalmente se deshidrata para evitar la formación de hidrato (hielo) en condiciones criogénicas. Generalmente se utiliza un secante sólido a estos efectos.

La corriente de gas de entrada 31 se enfría en un intercambiador de calor 12 mediante intercambio de calor con una porción (corriente 72a) de GNL parcialmente templada a -114°C y corriente de destilación fría a -77°C . La corriente enfriada 31a ingresa en el separador 13 a -62°C y 584 psia [4.027 kPa(a)] donde el vapor (corriente 34) se separa del líquido condensado (corriente 35). La corriente líquida 35 se expande instantáneamente mediante un dispositivo de expansión adecuado, como la válvula de expansión 17, a la presión de funcionamiento (aproximadamente 430 psia [2.965 kPa(a)]) de la torre de fraccionamiento 20. La corriente expandida 35a que deja la válvula de expansión 17 alcanza una temperatura de -70°C y se proporciona a la torre de fraccionamiento 20 en un primer punto de alimentación de columna media. El vapor del separador 13 (corriente 34) ingresa a la máquina de expansión de trabajo 10 en la cual la energía mecánica se extrae de esta porción del alimento de alta presión. La máquina 10 expande el vapor de forma sustancialmente isentrópica un poco por encima de la presión de funcionamiento de la torre, con la expansión de trabajo que enfría la corriente expandida 34a a una temperatura de aproximadamente -74°C . Los extensores típicos disponibles comercialmente son capaces de

recuperar en el orden de un 80-88% del trabajo teóricamente disponible en una expansión isentrópica ideal. El trabajo recuperado a menudo se utiliza para accionar un compresor centrífugo (como el ítem 11) que puede utilizarse para comprimir nuevamente la corriente de destilación calentada (corriente 38b), por ejemplo. La corriente expandida 34a se enfría de forma adicional a -87°C en el intercambiador de calor 14 mediante intercambio de calor con la corriente de destilación fría 38 a -97°C , después de lo cual la corriente expandida parcialmente condensada 34b se proporciona a continuación a la torre de fraccionamiento 20 en un segundo punto de alimentación de columna media.

El desmetanizador en la torre 20 es una columna de destilación convencional que contiene varias bandejas espaciadas verticalmente, uno o más lechos compactos o alguna combinación de bandejas y embalaje para proporcionar el contacto necesario entre los líquidos que caen hacia abajo y los vapores que suben. La columna incluye además calderines (como el calderín 19) que calienta y evapora una porción de los líquidos que fluyen hacia abajo por la columna para proporcionar los vapores extraídos que suben por la columna para extraer el producto líquido, la corriente 41, de metano o de los componentes más livianos. La corriente de producto líquido 41 sale de la parte inferior de la torre a 37°C , basada en una especificación típica de una relación de metano a etano de 0,020:1 en una base molar en el producto final.

La corriente de destilación de la parte superior 43 se retira de la sección superior de la torre de fraccionamiento 20 a -97°C y se divide en dos porciones, las corrientes 44 y 47. La primera porción, la corriente 44, fluye hacia el condensador de reflujo 23 donde se enfría a -149°C y se condensa totalmente mediante intercambio de calor con una porción (corriente 72) del GNL frío (corriente 71a). La corriente condensada 44a ingresa en el separador de reflujo 24 donde el líquido condensado (corriente 46) se separa de cualquier vapor no condensado (corriente 45). La corriente líquida 46 del separador de reflujo 24 se bombea mediante una bomba de reflujo 25 a presión ligeramente más alta que la presión de funcionamiento del desmetanizador 20 y la corriente 46a posteriormente se proporciona como alimento de columna superior frío (reflujo) al desmetanizador 20. Este reflujo de líquido frío absorbe y condensa los

componentes de C_2 y componentes de hidrocarburo más pesados de vapores que suben en la sección superior del desmetanizador 20.

La segunda porción (corriente 47) de corriente de vapor superior 43 se combina con cualquier vapor no condensado (corriente 45) del separador de reflujo 24 para formar una corriente de destilación fría 38 a -97°C . La corriente de destilación 38 pasa concurrentemente a la corriente expandida 34a en el intercambiador de calor 14 donde se calienta a -77°C (corriente 38a) y en dirección opuesta a esta corriente se ingresa gas en el intercambiador de calor 12 donde se calienta a 8°C (corriente 38b). La corriente de destilación después de vuelve a comprimir en dos etapas. La primera etapa es el compresor 11 accionado por la máquina de expansión 10. La segunda etapa es el compresor 21 accionado por una fuente de energía suplementaria que comprime la corriente 38c a presión de línea de distribución (corriente 38d). Después de enfriar a 52°C en el enfriador de descarga 22, la corriente 38e se combina con la corriente templada de GNL 71b para formar el producto de gas de residuo (corriente 42). La corriente de gas de residuo 42 fluye hacia el gasoducto de distribución a 1262 psia [8.701 kPa(a)], suficiente para cumplir con los requisitos de línea.

El GNL (corriente 71) del tanque de GNL 50 ingresa en la bomba 51 a -157°C . La bomba 51 eleva la presión del GNL lo suficientemente como para que pueda fluir a través de los intercambiadores de calor y de allí al gasoducto de distribución. La corriente 71a sale de la bomba 51 a -152°C y 1364 psia [9.404 kPa(a)] y se divide en dos porciones, las corrientes 72 y 73. La primera porción, la corriente 72, se calienta como se describe anteriormente a -114°C en un condensador de reflujo 23 mientras enfría la porción (corriente 44) de la corriente de vapor superior 43 de la torre de fraccionamiento 20 y a 6°C en el intercambiador de calor 12 mientras enfría el gas de entrada. La segunda porción, la corriente 73, se calienta a 2°C en un intercambiador de calor 53 mediante el uso de calor para todo uso de bajo nivel. Las corrientes calentadas 72b y 73a se recombinan para formar GNL templado, la corriente 71b a 4°C , que después se combina con una corriente de destilación 38e para formar la corriente de gas de residuo 42 como se describe anteriormente.

En la siguiente tabla se expone un resumen de las velocidades y el consumo de energía de flujo de corriente para el proceso ilustrado en la figura 1:

Tabla I (Fig. 1) Resumen de flujo de corriente - Lb. Moles/Hr [kg moles/Hr]					
Corriente	Metano	Etano	Propano	Butanos+	Total
31	42.545	5.048	2.972	1.658	53.145
34	33.481	1.606	279	39	36.221
35	9.064	3.442	2.693	1.619	16.924
43	50.499	25	0	0	51.534
44	8.055	4	0	0	8.221
45	0	0	0	0	0
46	8.055	4	0	0	8.221
47	42.444	21	0	0	43.313
38	42.444	21	0	0	43.313
71	40.293	2.642	491	3	43.689
72	27.601	1.810	336	2	29.927
73	12.692	832	155	1	13.762
42	82.737	2.663	491	3	87.002
41	101	5.027	2.972	1.658	9.832

<u>Recuperación*</u>			
Etano	65,37%		
Propano	85,83%		
Butanos+	99,83%		
<u>Energía</u>			
Bomba de alimentación de GNL	3.561 HP	[5.854 kW]	
Bomba de reflujo	23 HP	[38 kW]	
Compresor de gas de residual	24.612 HP	[40.462 kW]	
Total	28.196 HP	[46.354 kW]	
<u>Calor para todo uso de bajo nivel</u>			
Calentador de GNL	68.990 MBTU/Hr	[44.564 kW]	
<u>Calor para todo uso de alto nivel</u>			
Calderín desmetanizador	80.020 MBTU/Hr	[51.689 kW]	
<u>Energía específica</u>			
HP-Hr / Lb. mol	2,868		
[kW-Hr / kg mol]		[4,715]	

* (Basada en velocidades de flujo no redondeadas)

Las recuperaciones descritas en la tabla I se calculan con relación a las cantidades totales de etano, propano y butanos+ contenidos en la corriente de gas que se procesa en la planta y en la corriente de GNL. A pesar de que las recuperaciones son bastante altas con relación a los

hidrocarburos más pesados contenidos en el gas que se está procesando (99,58%, 100,00% y 100,0% respectivamente, para etano, propano y butanos+), ninguno de los hidrocarburos más pesados contenidos en la corriente de GNL se capturan en el proceso de la figura 1. De hecho, en función de la composición de la corriente de GNL 71, la corriente de gas de residuo 42 producida mediante el proceso de la figura 1 puede no cumplir con todas las especificaciones de gasoductos. La energía específica mencionada en la tabla I es la energía consumida por unidad de producto líquido recuperado y es un indicador de la eficacia general del proceso.

La figura 2 es un diagrama de flujo que muestra los procesos para recuperar componentes de C_2+ del GNL y gas natural de conformidad con la patente de los Estados Unidos No. 7216507 y la solicitud pendiente no. 11/430412, respectivamente, donde la corriente de GNL procesado se utiliza para proporcionar refrigeración para la planta de gas natural. Los procesos de la figura 2 se aplicaron a la misma corriente de GNL y las composiciones de corriente de gas de entrada como se describe anteriormente para la figura 1.

En la simulación del proceso de la figura 2, el GNL que se va a procesar (corriente 71) del tanque de GNL 50 ingresa a la bomba 51 a -157°C . La bomba 51 eleva la presión del GNL lo suficientemente como para que pueda fluir a través de los intercambiadores de calor y de allí a la máquina de expansión 55. La corriente 71a sale de la bomba a -152°C y 1364 psia [9.404 kPa(a)] y se divide en dos porciones, la corriente 75 y la corriente 76. La primera porción, la corriente 75, se expande a presión de funcionamiento (aproximadamente 415 psia [2.859 kPa(a)]) de la columna de fraccionamiento 62 mediante la válvula de expansión 58. La corriente expandida 75a sale de la válvula de expansión 58 a -150°C y a continuación se proporciona a la torre 62 en el punto de alimentación de columna media superior.

La segunda porción, la corriente 76, se calienta a -62°C en el intercambiador de calor 52 mediante el enfriamiento de la corriente de destilación comprimida de la parte superior 79a a -57°C y la corriente de reflujo 82 a -89°C . La corriente parcialmente calentada 76a se calienta de forma adicional y se evapora en el intercambiador de calor 53 mediante el uso de calor para todo uso de bajo nivel. La corriente calentada 76b a

-20°C y 1334 psia [9.198 kPa(a)] ingresa en la máquina de expansión de trabajo 55 en la cual la energía mecánica se extrae de esta porción del alimento de alta presión. La máquina 55 expande el vapor de forma sustancialmente isentrópica a la presión de funcionamiento de la torre y la expansión de trabajo enfría la corriente expandida 76c a una temperatura de aproximadamente -77°C antes de proporcionarla como alimentación a la columna de fraccionamiento 62 en un punto de alimentación de columna media inferior.

El desmetanizador en la columna de fraccionamiento 62 es una columna de destilación convencional que contiene varias bandejas espaciadas verticalmente, uno o más lechos compactos o alguna combinación de bandejas y embalaje que consiste en dos secciones. La sección de absorción (rectificación) superior contiene las bandejas y/o embalaje para proporcionar el contacto necesario entre los vapores que suben y los líquidos fríos que bajan para condensar y absorber el etano y los componentes más pesados; la sección de extracción (desmetanización) inferior contiene las bandejas y/o embalaje para proporcionar el contacto necesario entre los líquidos que bajan y los vapores que suben. La sección de desmetanización asimismo incluye uno o más calderines (como el calderín lateral 60 que utiliza calor para todo uso de bajo nivel y el calderín 61 que utiliza calor para todo uso de alto nivel) que calientan y evaporan una porción de los líquidos que fluyen hacia abajo por la columna para proporcionar los vapores extraídos que suben por la columna. La corriente líquida de la columna 80 sale de la parte inferior de la torre a 12°C, basada en una especificación típica de una relación de metano a etano de 0,020:1 en una base molar en el producto final.

La corriente de destilación de la parte superior 79 se retira de la sección superior de la torre de fraccionamiento 62 a -98°C y fluye hacia el compresor 56 accionado por la máquina de expansión 55, donde se comprime a 807 psia [5.567 kPa(a)] (corriente 79a). A esta presión, la corriente se condensa completamente a medida que se enfría a -89°C en el intercambiador de calor 52 como se describe anteriormente. El líquido condensado (corriente 79b) a continuación se divide en dos porciones, la corriente 83 y la corriente 82. La primera porción (corriente 83) es la corriente de GNL magro rico en metano, que se bombea mediante la bomba 63 a 1278 psia [8.809 kPa(a)] para su posterior evaporación en los

intercambiadores de calor 14 y 12, lo que calienta la corriente 83a a -81°C y después a 4°C como se describe en los párrafos 0 y 0 a continuación para producir la corriente de GNL magro templada 83c.

La porción remanente de la corriente líquida condensada 79b, la corriente de reflujo 82, fluye para calentar el intercambiador 52 donde se subenfía a -149°C mediante intercambio de calor con una porción del GNL frío (corriente 76) descrita anteriormente. La corriente subenfriada 82a después se expande a la presión de funcionamiento del desmetanizador 62 mediante la válvula de expansión 57. La corriente expandida 82b a -149°C después se suministra como alimento de columna superior frío (reflujo) al desmetanizador 62. Este reflujo líquido frío absorbe y condensa los componentes de C_2 y componentes de hidrocarburo más pesados de los vapores que suben en la sección de rectificación superior del desmetanizador 62.

En la simulación del proceso de la figura 2, el gas de entrada ingresa en la planta a 52°C y 600 psia [4.137 kPa(a)] como corriente 31. La corriente de alimentación 31 se enfría en el intercambiador de calor 12 mediante intercambio de calor con GNL magro frío (corriente 83b), la corriente fría de destilación de la parte superior 38a a -81°C y líquidos de desmetanización (corriente 39) a -46°C . La corriente enfriada 31a ingresa en el separador 13 a -68°C y 584 psia [4.027 kPa(a)] donde el vapor (corriente 34) se separa del líquido condensado (corriente 35). La corriente líquida 35 se expande instantáneamente mediante un dispositivo de expansión adecuado, como la válvula de expansión 17, a la presión de funcionamiento (aproximadamente 390 psia [2.687 kPa(a)]) de la torre de fraccionamiento 20. La corriente expandida 35a que deja la válvula de expansión 17 alcanza una temperatura de -80°C y se proporciona a la torre de fraccionamiento 20 en un primer punto de alimentación de columna media.

La corriente de vapor 34 del separador 13 ingresa a la máquina de expansión de trabajo 10 en la cual la energía mecánica se extrae de esta porción del alimento de alta presión. La máquina 10 expande el vapor de forma sustancialmente isentrópica a la presión de funcionamiento de la torre y la expansión de trabajo enfría la corriente expandida 34a a una temperatura de aproximadamente -85°C . La corriente expandida parcialmente condensada 34a se proporciona a continuación como

alimentación a la torre de fraccionamiento 20 en el segundo punto de alimentación de columna media inferior.

El desmetanizador en la columna de fraccionamiento 20 es una columna de destilación convencional que contiene varias bandejas espaciadas verticalmente, uno o más lechos compactos o alguna combinación de bandejas y embalaje que consiste en dos secciones. La sección de absorción (rectificación) superior contiene las bandejas y/o embalaje para proporcionar el contacto necesario entre los vapores que suben y los líquidos fríos que bajan para condensar y absorber el etano y los componentes más pesados; la sección de extracción (desmetanización) inferior contiene las bandejas y/o embalaje para proporcionar el contacto necesario entre los líquidos que caen hacia abajo y los vapores que suben. La sección de desmetanización asimismo incluye uno o más calderines (como el calderín lateral en el intercambiador de calor 12 descrito anteriormente y el calderín 19 que utiliza calor para todo uso de alto nivel) que calientan y evaporan una porción de los líquidos que fluyen hacia abajo por la columna para proporcionar los vapores extraídos que suben por la columna. La corriente líquida de la columna 40 sale de la parte inferior de la torre a 31°C, basada en una especificación típica de una relación de metano a etano de 0,020:1 en una base molar en el producto final y se combina con la corriente 80 para formar el producto líquido (corriente 41).

Una porción del vapor de destilación (corriente 44) se retira de la región superior de la sección de extracción de la columna de fraccionamiento 20 a -87°C y se comprime a 545 psia [3.756 kPa(a)] mediante el compresor 26. La corriente comprimida 44a después se enfría de -66°C a -97°C y se condensa (corriente 44b) en el intercambiador de calor 14 mediante intercambio de calor con la corriente fría de destilación de la parte superior 38 que sale de la parte superior del desmetanizador 20 y el GNL magro frío (corriente 83a) a -82°C. La corriente líquida condensada 44b se expande mediante la válvula de expansión 16 a una presión apenas por encima de la presión de funcionamiento del desmetanizador 20 y la corriente resultante 44c a -99°C después se proporciona como reflujo de líquido frío a una región intermedia en la sección de absorción del desmetanizador 20. Este reflujo complementario absorbe y condensa la mayoría de los componentes de C₃ y de los componentes más pesados

(así como algunos de los componentes de C_2) de los vapores que suben en la región de rectificación inferior de la sección de absorción de forma tal que solamente una pequeña cantidad de reciclado (corriente 36) debe enfriarse, condensarse, subenfriarse y expandirse instantáneamente para producir la corriente de reflujo superior 36c que proporciona la rectificación final en la región superior de la sección de absorción del desmetanizador 20. A medida que la corriente de reflujo 36c entra en contacto con los vapores que suben en la región superior de la sección de absorción, condensa y absorbe los componentes de C_2 y cualesquiera componentes de C_3 y de los componentes más pesados remanentes de los vapores de forma tal que pueden capturarse en el producto final (corriente 40) del desmetanizador 20.

La corriente de destilación de la parte superior 38 se retira de la sección superior de la torre de fraccionamiento 20 a -100°C . Pasa en dirección opuesta a la corriente de vapor de destilación comprimida 44a y a la corriente de reciclado 36a en el intercambiador de calor 14 donde se calienta a -81°C (corriente 38a) y en dirección opuesta a la corriente de gas de entrada 31 y la corriente de reciclado 36 en el intercambiador de calor 12 donde se calienta a -7°C (corriente 38b). La corriente de destilación después de vuelve a comprimir en dos etapas. La primera etapa es el compresor 11 accionado por la máquina de expansión 10. La segunda etapa es el compresor 21 accionado por una fuente de energía complementaria que comprime la corriente 38c a presión de línea de distribución (corriente 38d). Después del enfriamiento a 52°C en el enfriador de descarga 22, la corriente 38e se divide en dos porciones, la corriente 37 y la corriente de reciclado 36. La corriente 37 se combina con la corriente de GNL magro templada 83c para formar el producto de gas de residuo (corriente 42). La corriente de gas de residuo 42 fluye hacia el gasoducto de distribución a 1262 psia [8.701 kPa(a)], suficiente para cumplir con los requisitos de línea.

La corriente de reciclado 36 fluye hacia el intercambiador de calor 12 y se enfría a -76°C mediante el intercambio de calor con el GNL magro frío (corriente 83b), la corriente de destilación fría de la parte superior 38a y los líquidos de desmetanización (corriente 39) como se describe anteriormente. La corriente 36a se enfría de forma adicional a -97°C mediante intercambio de calor con la corriente fría de GNL magro 83a y la

corriente fría de destilación de la parte superior 38 en el intercambiador de calor 14 como se describe anteriormente. La corriente sustancialmente condensada 36b después se expande a través de un dispositivo de expansión adecuado, como una válvula de expansión 15, a presión de funcionamiento del desmetanizador, lo que resulta en el enfriamiento de la corriente total a -102°C . La corriente expandida 36c después se proporciona a la torre de fraccionamiento 20 como alimento de la columna superior. Cualquier porción de vapor de la corriente 36c se combina con los vapores que suben en la etapa de fraccionamiento superior de la columna para formar la corriente de destilación de la parte superior 38, que se retira de una región superior de la torre como se describe anteriormente.

En la siguiente tabla se muestra un resumen de las velocidades y el consumo de energía de flujo de corriente para el proceso ilustrado en la figura 2:

Tabla II
(Fig. 2)

Resumen de flujo de corriente - Lb. Moles/Hr [kg moles/Hr]

<u>Corriente</u>	<u>Metano</u>	<u>Etano</u>	<u>Propano</u>	<u>Butanos+</u>	<u>Total</u>
31	42.545	5.048	2.972	1.658	53.145
34	28.762	1.051	163	22	30.759
35	13.783	3.997	2.809	1.636	22.386
44	6.746	195	3	0	7.000
38	49.040	39	0	0	50.064
36	6.595	5	0	0	6.733
37	42.445	34	0	0	43.331
40	100	5.014	2.972	1.658	9.814
71	40.293	2.642	491	3	43.689
75	4.835	317	59	0	5.243
76	35.458	2.325	432	3	38.446
79	45.588	16	0	0	45.898
82	5.348	2	0	0	5.385
83	40.240	14	0	0	40.513
80	53	2.628	491	3	3.176
42	82.685	48	0	0	83.844
41	153	7.642	3.463	1.661	12.990

<u>Recuperación*</u>			
Etano	99,38%		
Propano	100,00%		
Butanos+	100,00%		
<u>Energía</u>			
Bomba de alimentación de GNL	3.552 HP	[5.839 kW]	
Bomba de producto de GNL	1.774 HP	[2.916 kW]	
Compresor de gas de residual	29.272 HP	[48.123 kW]	
Compresor de reflujo	601 HP	[988 kW]	
Total	35.199 HP	[57.866 kW]	
<u>Calor para todo uso de bajo nivel</u>			
Calentador de alimento líquido	66.200 MBTU/Hr	[42.762 kW]	
Calderín de desmetanización 60	23.350 MBTU/Hr	[15.083 kW]	
Total	89.550 MBTU/Hr	[57.845 kW]	
<u>Calor para todo uso de alto nivel</u>			
Calderín de desmetanización 19	26.780 MBTU/Hr	[17.298 kW]	
Calderín de desmetanización 61	3.400 MBTU/Hr	[2.196 kW]	
Total	30.180 MBTU/Hr	[19.494 kW]	
<u>Energía específica</u>			
HP-Hr / Lb. Mol	2,710		
[kW-Hr / kg mol]		[4,455]	
* (Basada en velocidades de flujo no redondeadas)			

La comparación de los niveles de recuperación que se muestran en las tablas I y II muestra que la recuperación de líquidos del proceso de los procesos de la figura 2 es mucho más alta que la del proceso de la figura 1 debido a la recuperación de los líquidos de hidrocarburos más pesados contenidos en la corriente de GNL en la torre de fraccionamiento 62. La recuperación de etano mejora de un 65,37% a un 99,38%, la recuperación de propano mejora de un 85,83% a un 100,00% y la recuperación de butanos+ mejora de un 99,83% a un 100,00%. Además, la eficacia de proceso de los procesos de la figura 2 mejora en más de un 5% en términos de energía específica respecto al proceso de la figura 1.

DESCRIPCIÓN DE LA INVENCION

Ejemplo 1

La figura 3 ilustra un diagrama de flujo de un proceso de conformidad con la presente invención. Las composiciones de la corriente de GNL y de la corriente de gas de entrada y las condiciones consideradas en el proceso presentado en la figura 3 son las mismas que aquellas en los procesos de la figura 1 y figura 2. Por consiguiente, el proceso de la figura 3 puede compararse con los procesos de la figura 1 y figura 2 para ilustrar las ventajas de la presente invención.

En la simulación del proceso de la figura 3, el GNL que se va a procesar (corriente 71) del tanque de GNL 50 ingresa a la bomba 51 a -157°C . La bomba 51 eleva la presión del GNL lo suficientemente como para que pueda fluir a través de los intercambiadores de calor y de allí al separador 54. La corriente 71a sale de la bomba a -152°C y 1364 psia [9.404 kPa(a)] y se calienta antes de entrar al separador 54 de forma tal que se evapora la totalidad o una porción. En el ejemplo que se muestra en la figura 3, la corriente 71a primero se calienta a -48°C en el intercambiador de calor 52 mediante el enfriamiento de la corriente de destilación comprimida 81a a -36°C , la corriente de reflujo 82 y la corriente de vapor de destilación 44. La corriente parcialmente calentada 71b se calienta de forma adicional en el intercambiador de calor 53 mediante el uso de calor para todo uso de bajo nivel. (El calor para todo uso de alto nivel, como medio de calentamiento utilizado en el calderín de la torre 19, generalmente es más costoso que el calor para todo uso de bajo nivel, por tanto habitualmente se logra un costo de funcionamiento bajo cuando se maximiza el uso de calor de bajo nivel, como el agua del mar y se minimiza el uso de calor de alto nivel). Nótese que en todos los casos los intercambiadores 52 y 53 representan tanto un conjunto de intercambiadores de calor individuales como un único intercambiador de calor de múltiples etapas o cualquiera de sus combinaciones. (La decisión de utilizar más de un intercambiador de calor para los servicios de calentamiento indicados dependerá de varios factores que incluyen, a modo no taxativo, la velocidad de flujo del GNL de entrada, el tamaño del intercambiador de calor, las temperaturas de corriente, etc.).

La corriente calentada 71c ingresa en el separador 54 a 12°C y 1334 psia [9.198 kPa(a)] donde el vapor (corriente 77) se separa de cualquier líquido

remanente (corriente 78). La corriente de vapor 77 ingresa en la máquina de expansión de trabajo 55 donde se extrae la energía mecánica del alimento de alta presión. La máquina 55 expande el vapor de forma sustancialmente isentrópica a la presión de funcionamiento de la torre (aproximadamente 412 psia [2.839 kPa(a)]) y la expansión de trabajo enfría la corriente expandida 77a a una temperatura de aproximadamente -73°C. El trabajo recuperado a menudo se utiliza para accionar un compresor centrífugo (como el ítem 56) que puede utilizarse para comprimir nuevamente una porción (corriente 81) del vapor de la parte superior de la columna (corriente 79), por ejemplo. La corriente expandida parcialmente condensada 77a se proporciona a continuación como alimentación a la columna de fraccionamiento 20 en un primer punto de alimentación de columna media. El líquido separador (corriente 78), si lo hubiera, se expande a presión de funcionamiento de la columna de fraccionamiento 20 mediante la válvula de expansión 59 antes de que la corriente expandida 78a se proporcione a la torre de fraccionamiento 20 en un primer punto de alimentación de columna media inferior.

En la simulación del proceso de la figura 3, el gas de entrada ingresa en la planta a 52°C y 600 psia [4.137 kPa(a)] como la corriente 31. La corriente de alimentación 31 se enfría en el intercambiador de calor 12 mediante intercambio de calor con GNL magro frío (corriente 83a) a -73°C, la corriente fría de destilación 38 y líquidos de desmetanización (corriente 39) a -50°C. La corriente enfriada 31a ingresa en el separador 13 a -63°C y 584 psia [4.027 kPa(a)] donde el vapor (corriente 34) se separa del líquido condensado (corriente 35). Nótese que en todos los casos el intercambiador 12 representa tanto un conjunto de intercambiadores de calor individuales como un único intercambiador de calor de múltiples etapas o cualquiera de sus combinaciones. (La decisión de utilizar más de un intercambiador de calor para los servicios de calentamiento indicados dependerá de varios factores que incluyen, a modo no taxativo, la velocidad de flujo del gas de entrada, el tamaño del intercambiador de calor, las temperaturas de corriente, etc.).

El vapor del separador 13 (corriente 34) ingresa a la máquina de expansión de trabajo 10 en la cual la energía mecánica se extrae de esta porción del alimento de alta presión. La máquina 10 expande el vapor de forma sustancialmente isentrópica a la presión de funcionamiento de la

torre de fraccionamiento 20 y la expansión de trabajo enfría la corriente expandida 34a a una temperatura de aproximadamente -78°C . El trabajo recuperado a menudo se utiliza para accionar un compresor centrífugo (como el ítem 11) que puede utilizarse para comprimir nuevamente la corriente de destilación calentada (corriente 38a) por ejemplo. La corriente expandida parcialmente condensada 34a se proporciona a la torre de fraccionamiento 20 en un segundo punto de alimentación de columna media. La corriente líquida 35 se expande instantáneamente mediante un dispositivo de expansión adecuado, como la válvula de expansión 17, a la presión de funcionamiento de la torre de fraccionamiento 20. La corriente expandida 35a que deja la válvula de expansión 17 alcanza una temperatura de -73°C y se proporciona a la torre de fraccionamiento 20 en un segundo punto de alimentación de columna media inferior.

El desmetanizador en la columna de fraccionamiento 20 es una columna de destilación convencional que contiene varias bandejas espaciadas verticalmente, uno o más lechos compactos o alguna combinación de bandejas y embalaje. La torre de fraccionamiento 20 puede consistir en dos secciones. La sección de absorción (rectificación) superior 20a contiene las bandejas y/o embalaje para proporcionar el contacto necesario entre los vapores que suben y los líquidos fríos que bajan para condensar y absorber el etano y los componentes más pesados; la sección de extracción (desmetanización) inferior, sección 20b, contiene las bandejas y/o embalaje para proporcionar el contacto necesario entre los líquidos que bajan y los vapores que suben. La sección de desmetanización 20b asimismo incluye uno o más calderines (como el calderín lateral en el intercambiador de calor 12 descrito anteriormente y el calderín 18 que utiliza calor para todo uso de bajo nivel y el calderín 19 que utiliza calor para todo uso de alto nivel) que calientan y evaporan una porción de los líquidos que fluyen hacia abajo por la columna para proporcionar los vapores extraídos que suben por la columna. La corriente líquida de la columna 41 sale de la parte inferior de la torre a 28°C , basada en una especificación típica de una relación de metano a etano de 0,020:1 en una base molar en el producto final.

Una porción del vapor de destilación (corriente 44) se retira de la región superior de la sección de extracción 20b de la columna de fraccionamiento 20 a -84°C y se enfría a -97°C y se condensa (corriente 44a) en el

intercambiador 52 mediante intercambio de calor con el GNL frío (corriente 71a). La corriente líquida condensada 44a se bombea apenas por encima de la presión de funcionamiento de la columna de fraccionamiento 20 mediante la bomba 27, después de lo cual la corriente 44b a -97°C se proporciona a continuación como reflujo de líquido frío a una región intermedia en la sección de absorción 20a de la columna de fraccionamiento 20. Este reflujo complementario absorbe y condensa la mayoría de los componentes de C_3 y de los componentes más pesados (así como algunos de los componentes de C_2) de los vapores que suben en la región de rectificación inferior de la sección de absorción 20a de forma tal que solamente una pequeña cantidad de GNL magro (corriente 82) debe subenfriarse para producir la corriente de reflujo superior 82b que proporciona la rectificación final en la región superior de la sección de absorción 20a de la columna de fraccionamiento 20.

La corriente de destilación de la parte superior 79 se retira de la sección superior de la torre de fraccionamiento 20 a -98°C y se divide en dos porciones, la corriente 81 y la corriente 38. La primera porción (corriente 81) fluye al compresor 56 accionado por la máquina de expansión 55, donde se comprime a 1092 psia [7.529 kPa(a)] (corriente 81a). A esta presión, la corriente se condensa completamente a medida que se enfría a -77°C en el intercambiador de calor 52 como se describe anteriormente. El líquido condensado (corriente 81b) a continuación se divide en dos porciones, la corriente 83 y la corriente 82. La primera porción (corriente 83) es la corriente de GNL magro rico en metano, que se bombea mediante la bomba 63 a 1273 psia [8.777 kPa(a)] para su posterior evaporación en el intercambiador de calor 12, lo que calienta la corriente 83a a 18°C como se describe anteriormente para producir la corriente de GNL magro templada, la corriente 83b.

La porción remanente de la corriente 81b (corriente 82), fluye para calentar el intercambiador 52 donde se subenfía a -148°C mediante intercambio de calor con el GNL frío (corriente 71a) como se describe anteriormente. La corriente subenfriada 82a se expande a la presión de funcionamiento de la columna de fraccionamiento 20 mediante la válvula de expansión 57. La corriente expandida 82b a -146°C se proporciona a continuación como alimento de columna superior frío (reflujo) al desmetanizador 20. Este reflujo de líquido frío absorbe y condensa los

componentes de C_2 y componentes de hidrocarburo más pesados de los vapores que suben en la sección de rectificación superior de la sección de absorción 20a del desmetanizador 20.

La segunda porción de la corriente de destilación de la parte superior 79 (corriente 38) fluye en dirección opuesta a la corriente de gas de entrada 31 en el intercambiador de calor 12 donde se calienta a -52°C (corriente 38a). La corriente de destilación después de vuelve a comprimir en dos etapas. La primera etapa es el compresor 11 accionado por la máquina de expansión 10. La segunda etapa es el compresor 21 accionado por una fuente de energía complementaria que comprime la corriente 38b a presión de línea de distribución (corriente 38c). (Nótese que el enfriador de descarga 22 no es necesario en este ejemplo. Algunas aplicaciones pueden requerir el enfriamiento de la corriente de destilación comprimida 38c de forma tal que cuando la temperatura resultante se mezcla con la corriente de GNL magro templada 83b sea lo suficientemente fría como para cumplir con los requisitos del gasoducto de distribución). La corriente 38c/38d después se combina con la corriente de GNL magro templada 83b para formar el producto de gas de residuo (corriente 42). La corriente de gas de residuo 42 a 32°C fluye hacia el gasoducto de distribución a 1262 psia [8.701 kPa(a)], suficiente para cumplir con los requisitos de línea.

En la siguiente tabla se muestra un resumen de las velocidades y el consumo de energía de flujo de corriente para el proceso ilustrado en la figura 3:

Tabla III
(Fig. 3)

Resumen de flujo de corriente - Lb. Moles/Hr [kg moles/Hr]

<u>Corriente</u>	<u>Metano</u>	<u>Etano</u>	<u>Propano</u>	<u>Butanos+</u>	<u>Total</u>
31	42.545	5.048	2.972	1.658	53.145
34	32.557	1.468	247	35	35.112
35	9.988	3.580	2.725	1.623	18.033
71	40.293	2.642	491	3	43.689
77	40.293	2.642	491	3	43.689
78	0	0	0	0	0
44	23.473	771	21	0	24.399
79	91.871	58	0	0	93.147
38	55.581	35	0	0	56.354
81	36.290	23	0	0	36.793
82	9.186	6	0	0	9.313
83	27.104	17	0	0	27.480
42	82.685	52	0	0	83.834
41	153	7.638	3.463	1.661	13.000

<u>Recuperación*</u>			
Etano	99,33%		
Propano	100,00%		
Butanos+	100,00%		
<u>Energía</u>			
Bomba de alimentación de GNL	3.552 HP	[	5.839 kW]
Bomba de producto de GNL	569 HP	[	935 kW]
Bomba de reflujo	87 HP	[	143 kW]
Compresor de gas de residual	22.960 HP	[	37.746 kW]
Total	27.168 HP	[	44.663 kW]
<u>Calor para todo uso de bajo nivel</u>			
Calentador de alimento líquido	58.100 MBTU/Hr	[	37.530 kW]
Calderín de desmetanización 18	8.000 MBTU/Hr	[	5.167 kW]
Total	66.100 MBTU/Hr	[	42.697 kW]
<u>Calor para todo uso de alto nivel</u>			
Calderín de desmetanización 19	31.130 MBTU/Hr	[	20.108 kW]
<u>Energía específica</u>			
HP-Hr / Lb. Mol	2,090		
[kW-Hr / kg mol]		[	3,436]
* (Basada en velocidades de flujo sin redondear)			

La mejora ofrecida por la realización de la figura 3 de la presente invención es asombrosa en comparación con los procesos de la figura 1 y figura 2. La comparación de los niveles de recuperación que se muestran en la tabla III anterior para la realización de la figura 3 con aquellos en la tabla I para el proceso de la figura 1 muestra que la realización de la figura 3 de la presente invención mejora la recuperación de etano de un 65,37% a un 99,33%, la recuperación de propano de un 85,83% a un 100,00% y la recuperación de butanos+ de un 99,83% a un 100,00%. Además, la comparación de los consumos de energía en la tabla III con aquellos en la tabla I muestra que la energía requerida para la realización de la figura 3 de la presente invención es casi un 4% menor que el proceso de la figura 1, lo que significa que la eficacia del proceso de la realización de la figura 3 de la presente invención es significativamente mejor que la del proceso de la figura 1. La ganancia en la eficacia de proceso se observa

claramente en la disminución de la energía específica de 2,868 HP-Hr / Lb. Mol [4,715 kW-Hr / kg mol] para el proceso de la figura 1 a 2,090 HP-Hr / Lb. Mol [3,436 kW-Hr / kg mol] para la realización de la figura 3 de la presente invención, un aumento de más de un 27% en la eficacia de producción. Además, el requisito de calor para todo uso de alto nivel para la realización de la figura 3 de la presente invención es de solamente un 39% del requisito para el proceso de la figura 1.

La comparación de los niveles de recuperación que se muestran en la tabla III para la realización de la figura 3 con aquellos en la tabla II para los procesos de la figura 2 muestra que los niveles de recuperación de líquidos son básicamente los mismos. No obstante, la comparación de los consumos de energía en la tabla III con aquellos en la tabla II muestra que la energía requerida para la realización de la figura 3 de la presente invención es casi un 23% menos que para los procesos de la figura 2. Esto resulta en la disminución de la energía específica de 2,710 HP-Hr / Lb. Mol [4,455 kW-Hr / kg mol] para los procesos de la figura 2 a 2,090 HP-Hr / Lb. Mol [3,436 kW-Hr / kg mol] para la realización de la figura 3 de la presente invención, una mejora de casi un 23% en la eficacia de producción.

Existen cinco factores principales que explican la mejora en la eficacia de la presente invención. Primero, en comparación con muchos procesos anteriores de la técnica, la presente invención no depende del alimento de GNL en sí mismo para servir directamente como reflujo para la columna de fraccionamiento 20. En cambio, la refrigeración inherente en el GNL frío se utiliza en el intercambiador de calor 52 para generar una corriente de reflujo líquida (corriente 82) que contiene pocos de los componentes de C_2 y componentes de hidrocarburo más pesados que se recuperarán, lo que resulta en una rectificación eficaz en la región superior de la sección de absorción 20a en la torre de fraccionamiento 20 y evita las limitaciones de equilibrio de dichos procesos anteriores de la técnica. Segundo, el uso de la corriente de vapor de destilación 44 para producir reflujo complementario para la región inferior de la sección de absorción 20a en la columna de fraccionamiento 20, permite un uso menor de reflujo superior (corriente 82b) para la torre de fraccionamiento 20. El flujo inferior de reflujo superior, más el grado mayor de calentamiento mediante el uso de calor para todo uso de bajo nivel en el intercambiador de calor

53, resulta en una menor alimentación total de líquido de la columna de fraccionamiento 20, lo que reduce el trabajo requerido en el calderín 19 y minimiza la cantidad de calor para todo uso de bajo nivel necesaria para cumplir con la especificación para el producto líquido final del desmetanizador 20. Tercero, la rectificación de los vapores de la columna proporcionada mediante la sección de absorción 20a permite que todo el alimento de GNL se evapore antes de ingresar en la máquina de expansión de trabajo 55 como la corriente 77, lo que resulta en una recuperación de energía significativa. Esta energía puede entonces utilizarse para comprimir la primera porción (corriente 81) de la corriente de destilación de la parte superior 79 a una presión lo suficientemente alta como para que pueda condensarse en el intercambiador 52 y de forma tal que el GNL magro resultante (corriente 83) pueda después bombearse a la presión de impulsión del gasoducto. (El bombeo requiere mucha menos energía que la compresión).

Cuarto, el uso de la corriente de GNL magro frío 83a para proporcionar refrigeración "libre" a la corriente de gas en el intercambiador de calor 12, elimina la necesidad de otros medios de evaporación (como el intercambiador de calor 53 en el proceso de la figura 1) para evaporar nuevamente el GNL antes de la impulsión al gasoducto de distribución. Quinto, esta refrigeración "libre" de la corriente de gas de entrada 31 significa que debe proporcionarse menos enfriamiento requerido en el intercambiador 12 mediante corriente de vapor de destilación 38, de forma tal que la corriente 38a es más fría y se necesita menos energía de compresión para elevar su presión a la condición de impulsión del gasoducto.

Ejemplo 2

Un método alternativo para procesar el GNL y el gas natural se muestra en otra realización de la presente invención como se ilustra en la figura 4. Las composiciones de la corriente de GNL y la corriente de gas de entrada y las condiciones consideradas en el proceso presentado en la figura 4 son las mismas que aquellas en los procesos de la figura 1 a 3. Por consiguiente, el proceso de la figura 4 puede compararse con los procesos de las figuras 1 y 2 para ilustrar las ventajas de la presente invención y pueden igualmente compararse con la realización que se muestra en la figura 3.

En la simulación del proceso de la figura 4, el GNL que se va a procesar (corriente 71) del tanque de GNL 50 ingresa a la bomba 51 a -157°C . La bomba 51 eleva la presión del GNL lo suficientemente como para que pueda fluir a través de los intercambiadores de calor y de allí al separador 54. La corriente 71a sale de la bomba a -152°C y 1364 psia [9.404 kPa(a)] y se calienta antes de ingresar al separador 54 de forma tal que se evapora la totalidad o una porción. En el ejemplo que se muestra en la figura 4, la corriente 71a primero se calienta a -54°C en el intercambiador de calor 52 mediante el enfriamiento de la corriente de destilación comprimida 81a a -48°C , la corriente de reflujo 82 y la corriente de vapor de destilación 44. La corriente parcialmente calentada 71b se calienta de forma adicional en el intercambiador de calor 53 mediante el uso calor para todo uso de bajo nivel.

La corriente calentada 71c ingresa en el separador 54 a -16°C y 1334 psia [9.198 kPa(a)] donde el vapor (corriente 77) se separa de cualquier líquido remanente (corriente 78). La corriente de vapor 77 ingresa en la máquina de expansión de trabajo 55 donde se extrae la energía mecánica del alimento de alta presión. La máquina 55 expande el vapor de forma sustancialmente isentrópica a la presión de funcionamiento de la torre (aproximadamente 420 psia [2.896 kPa(a)]) y la expansión de trabajo enfría la corriente expandida 77a a una temperatura de aproximadamente -75°C . La corriente expandida parcialmente condensada 77a se proporciona a continuación como alimentación a la columna de fraccionamiento 20 en un primer punto de alimentación de columna media. El líquido separador (corriente 78), si lo hubiere, se expande a presión de funcionamiento de la columna de fraccionamiento 20 mediante la válvula de expansión 59 antes de que la corriente expandida 78a se proporcione a la torre de fraccionamiento 20 en un primer punto de alimentación de columna media inferior.

En la simulación del proceso de la figura 4, el gas de entrada ingresa en la planta a 52°C y 600 psia [4.137 kPa(a)] como la corriente 31. La corriente de alimentación 31 ingresa en la máquina de expansión de trabajo 10 donde se extrae la energía mecánica del alimento de alta presión. La máquina 10 expande el vapor de forma sustancialmente isentrópica a una presión apenas por encima de la presión de funcionamiento de la torre de fraccionamiento 20, con la expansión de trabajo que enfría la corriente

expandida 31a a una temperatura de aproximadamente 34°C. La corriente expandida 31a se enfría de forma adicional en el intercambiador de calor 12 mediante intercambio de calor con el GNL magro frío (corriente 83a) a -69°C, la corriente de destilación fría 38a y los líquidos de desmetanización (corriente 39) a -60°C.

La corriente enfriada 31b ingresa en el separador 13 a -63°C y 428 psia [2.949 kPa(a)] donde el vapor (corriente 34) se separa del líquido condensado (corriente 35). La corriente de vapor 34 se enfría a -86°C en el intercambiador de calor 14 mediante intercambio de calor con la corriente de destilación fría 38 y la corriente parcialmente condensada 34a se proporciona a continuación a la torre de fraccionamiento 20 en un segundo punto de alimentación de columna media. La corriente líquida 35 se dirige a través de la válvula 17 y se proporciona a la torre de fraccionamiento 20 en un segundo punto de alimentación de columna media inferior.

Una porción del vapor de destilación (corriente 44) se retira de la región superior de la sección de extracción de la columna de fraccionamiento 20 a -84°C y se enfría a -98°C y se condensa (corriente 44a) en el intercambiador 52 mediante intercambio de calor con el GNL frío (corriente 71a). La corriente líquida condensada 44a se bombea apenas por encima de la presión de funcionamiento de la columna de fraccionamiento 20 mediante la bomba 27, después de lo cual la corriente 44b a -98°C se proporciona a continuación como reflujo de líquido frío a una región intermedia en la sección de absorción de la columna de fraccionamiento 20. Este reflujo complementario absorbe y condensa la mayoría de los componentes de C₃ y de los componentes más pesados (así como algunos componentes de C₂) de los vapores que suben en la región de rectificación inferior de la sección de absorción de la columna de fraccionamiento 20.

La corriente líquida de la columna 41 sale de la parte inferior de la torre a 29°C, basada en una especificación típica de una relación de metano a etano de 0,020:1 en una base molar en el producto final. La corriente de destilación de la parte superior 79 se retira de la sección superior de la torre de fraccionamiento 20 a -98°C y se divide en dos porciones, la corriente 81 y la corriente 38. La primera porción (corriente 81) fluye al compresor 56 accionado por la máquina de expansión 55, donde se

comprime a 929 psia [6.405 kPa(a)] (corriente 81a). A esta presión, la corriente se condensa completamente a medida que se enfría a -78°C en el intercambiador de calor 52 como se describe anteriormente. El líquido condensado (corriente 81b) a continuación se divide en dos porciones, la corriente 83 y la corriente 82. La primera porción (corriente 83) es la corriente de GNL magro rico en metano, que se bombea mediante la bomba 63 a 1273 psia [8.777 kPa(a)] para su posterior evaporación en el intercambiador de calor 12, lo que calienta la corriente 83a a 18°C como se describe anteriormente para producir la corriente de GNL magro templada, la corriente 83b.

La porción remanente de la corriente 81b (corriente 82), fluye para calentar el intercambiador 52 donde se subenfía a -148°C mediante intercambio de calor con el GNL frío (corriente 71a) como se describe anteriormente. La corriente subenfriada 82a se expande a la presión de funcionamiento de la columna de fraccionamiento 20 mediante la válvula de expansión 57. La corriente expandida 82b a -147°C se proporciona a continuación como alimento de columna superior frío (reflujo) al desmetanizador 20. Este reflujo de líquido frío absorbe y condensa los componentes de C_2 y los componentes de hidrocarburo más pesados de los vapores que suben en la sección de rectificación superior de la sección de absorción del desmetanizador 20.

La segunda porción de la corriente de destilación de la parte superior 79 (corriente 38) fluye en dirección opuesta a la corriente de vapor 34 del separador en el intercambiador de calor 14 donde se calienta a -66°C (corriente 38a) y a la corriente de gas de entrada expandida 31a en el intercambiador de calor 12 donde se calienta a -44°C (corriente 38b). La corriente de destilación después de vuelve a comprimir en dos etapas. La primera etapa es el compresor 11 accionado por la máquina de expansión 10. La segunda etapa es el compresor 21 accionado por una fuente de energía complementaria que comprime la corriente 38c a la presión de la línea de gas de distribución (corriente 38d). La corriente 38d/38e después se combina con la corriente de GNL magro templada 83b para formar el producto de gas de residuo (corriente 42). La corriente de gas de residuo 42 a 37°C fluye hacia el gasoducto de distribución a 1262 psia [8.701 kPa(a)], suficiente para cumplir con los requisitos de línea.

En la siguiente tabla se muestra un resumen de las velocidades y el consumo de energía de flujo de corriente para el proceso ilustrado en la figura 4:

Tabla IV (Fig. 4) Resumen de flujo de corriente - Lb. Moles/Hr [kg moles/Hr]					
Corriente	Metano	Etano	Propano	Butanos+	Total
31	42.545	5.048	2.972	1.658	53.145
34	37.612	2.081	327	39	40.922
35	4.933	2.967	2.645	1.619	12.223
71	40.293	2.642	491	3	43.689
77	40.293	2.642	491	3	43.689
78	0	0	0	0	0
44	15.646	515	14	0	16.250
79	92.556	62	0	0	93.856
38	48.684	32	0	0	49.369
81	43.872	30	0	0	44.487
82	9.871	7	0	0	10.010
83	34.001	23	0	0	34.477
42	82.685	55	0	0	83.846
41	153	7.635	3.463	1.661	12.988
 <u>Recuperación*</u>					
Etano	99,29%				
Propano	100,00 %				
Butanos+	100,00 %				
 <u>Energía</u>					
Bomba de alimentación de GNL	3.552	HP	[	5.839	kW]
Bomba de producto de GNL	1.437	HP	[	2.363	kW]
Bomba de reflujo	58	HP	[	95	kW]
Compresor de gas de residual	18.325	HP	[	30.126	kW]
Total	23.372	HP	[	38.423	kW]
 <u>Calor para todo uso de bajo nivel</u>					
Calentador de alimento líquido	66.000	MBTU/Hr	[	42.632	kW]
Calderín de desmetanización 18	17.300	MBTU/Hr	[	11.175	kW]
Total	83.300	MBTU/Hr	[	53.807	kW]
 <u>Calor para todo uso de alto nivel</u>					
Calderín de desmetanización 19	32.940	MBTU/Hr	[	21.278	kW]
 <u>Energía específica</u>					
HP-Hr / Lb. Mol	1,800				
[kW-Hr / kg mol]					[2,958]
* (Basada en velocidades de flujo sin redondear)					

La comparación de las tablas III y IV muestra que la realización de la figura 4 de la presente invención logra básicamente la misma recuperación de líquidos que la realización de la figura 3. No obstante, la realización de la figura 4 requiere menos energía que la realización de la figura 3, lo que mejora la energía específica en casi un 14%. No obstante, el calor para todo uso de alto nivel requerido para la realización de la figura 4 de la presente invención es levemente mayor (aproximadamente un 6%) que el de la realización de la figura 3.

Ejemplo 3

Otro método alternativo para procesar el GNL y el gas natural se muestra en la realización de la presente invención ilustrada en la figura 5. Las composiciones de la corriente de GNL y la corriente de gas de entrada y las condiciones consideradas en el proceso presentado en la figura 5 son las mismas que aquellas en los procesos de la figura 1 a figura 4. Por consiguiente, el proceso de la figura 5 puede compararse con los procesos de las figuras 1 y 2 para ilustrar las ventajas de la presente invención y pueden igualmente compararse con las realizaciones que se muestran en las figuras 3 y 4.

En la simulación del proceso de la figura 5, el GNL que se va a procesar (corriente 71) del tanque de GNL 50 ingresa a la bomba 51 a -157°C . La bomba 51 eleva la presión del GNL lo suficientemente como para que pueda fluir a través de los intercambiadores de calor y de allí al separador 54. La corriente 71a sale de la bomba a -152°C y 1364 psia [9.404 kPa(a)] y se calienta antes de ingresar al separador 54 de forma tal que se evapora la totalidad o una porción. En el ejemplo que se muestra en la figura 5, la corriente 71a primero se calienta a -57°C en el intercambiador de calor 52 mediante el enfriamiento de la corriente de destilación comprimida 81a -32°C , la corriente de reflujo 82, la corriente de vapor de destilación 44 y la corriente de vapor 34 del separador. La corriente parcialmente calentada 71b se calienta de forma adicional en el intercambiador de calor 53 mediante el uso calor para todo uso de bajo nivel.

La corriente calentada 71c ingresa en el separador 54 a -17°C y 1334 psia [9.198 kPa(a)] donde el vapor (corriente 77) se separa de cualquier líquido remanente (corriente 78). La corriente de vapor 77 ingresa en la máquina de expansión de trabajo 55 donde se extrae la energía mecánica del

alimento de alta presión. La máquina 55 expande el vapor de forma sustancialmente isentrópica a la presión de funcionamiento de la torre (aproximadamente 395 psia [2.721 kPa(a)]) y la expansión de trabajo enfría la corriente expandida 77a a una temperatura de aproximadamente -77°C. La corriente expandida parcialmente condensada 77a se proporciona a continuación como alimentación a la columna de fraccionamiento 20 en un primer punto de alimentación de columna media. El líquido separador (corriente 78), si lo hubiera, se expande a presión de funcionamiento de la columna de fraccionamiento 20 mediante la válvula de expansión 59 antes de que la corriente expandida 78a se proporcione a la torre de fraccionamiento 20 en un primer punto de alimentación de columna media inferior.

En la simulación del proceso de la figura 5, el gas de entrada ingresa en la planta a 52°C y 600 psia [4.137 kPa(a)] como la corriente 31. La corriente de alimentación 31 ingresa en la máquina de expansión de trabajo 10 donde se extrae la energía mecánica del alimento de alta presión. La máquina 10 expande el vapor de forma sustancialmente isentrópica a una presión apenas por encima de la presión de funcionamiento de la torre de fraccionamiento 20 y la expansión de trabajo enfría la corriente expandida 31a a una temperatura de aproximadamente 30°C. La corriente expandida 31a se enfría de forma adicional en el intercambiador de calor 12 mediante intercambio de calor con el GNL magro frío (corriente 83a) a -72°C, la corriente fría de destilación 38b y los líquidos de desmetanización (corriente 39) a -63°C.

La corriente enfriada 31b ingresa en el separador 13 a -63°C y 403 psia [2.777 kPa(a)] donde el vapor (corriente 34) se separa del líquido condensado (corriente 35). La corriente de vapor 34 se enfría a -83°C en el intercambiador de calor 52 mediante intercambio de calor con la corriente de GNL fría 71a y la corriente de destilación comprimida 38a y la corriente parcialmente condensada 34a se proporciona a continuación a la torre de fraccionamiento 20 en un segundo punto de alimentación de columna media. La corriente líquida 35 se dirige a través de la válvula 17 y se proporciona a la torre de fraccionamiento 20 en un segundo punto de alimentación de columna media inferior.

Una porción del vapor de destilación (corriente 44) se retira de la región superior de la sección de extracción de la columna de fraccionamiento 20

a -84°C y se enfría a -98°C y se condensa (corriente 44a) en el intercambiador 52 mediante intercambio de calor con el GNL frío (corriente 71a). La corriente líquida condensada 44a se bombea apenas por encima de la presión de funcionamiento de la columna de fraccionamiento 20 mediante la bomba 27, después de lo cual la corriente 44b a -98°C se proporciona a continuación como reflujo de líquido frío a una región intermedia en la sección de absorción de la columna de fraccionamiento 20. Este reflujo complementario absorbe y condensa la mayoría de los componentes de C_3 y de los componentes más pesados (así como algunos componentes de C_2) de los vapores que suben en la región de rectificación inferior de la sección de absorción de la columna de fraccionamiento 20.

La corriente líquida de la columna 41 sale de la parte inferior de la torre a 26°C , basada en una especificación típica de una relación de metano a etano de 0,020:1 en una base molar en el producto final. La corriente de destilación de la parte superior 79 se retira de la sección superior de la torre de fraccionamiento 20 a -99°C y se divide en dos porciones, la corriente 81 y la corriente 38. La primera porción (corriente 81) fluye al compresor 56 accionado por la máquina de expansión 55, donde se comprime a 1124 psia [7.750 kPa(a)] (corriente 81a). A esta presión, la corriente se condensa completamente a medida que se enfría a -75°C en el intercambiador de calor 52 como se describe anteriormente. El líquido condensado (corriente 81b) a continuación se divide en dos porciones, la 83 y la corriente 82. La primera porción (corriente 83) es la corriente de GNL magro rico en metano, que se bombea mediante la bomba 63 a 1273 psia [8.777 kPa(a)] para su posterior evaporación en el intercambiador de calor 12, lo que calienta la corriente 83a a 18°C como se describe anteriormente para producir la corriente de GNL magro templada, la corriente 83b.

La porción remanente de la corriente 81b (corriente 82), fluye para calentar el intercambiador 52 donde se subenfía a -149°C mediante intercambio de calor con el GNL frío (corriente 71a) como se describe anteriormente. La corriente subenfriada 82a se expande a la presión de funcionamiento de la columna de fraccionamiento 20 mediante la válvula de expansión 57. La corriente expandida 82b a -147°C se proporciona a continuación como alimento de columna superior frío (reflujo) al

desmetanizador 20. Este reflujo de líquido frío absorbe y condensa los componentes de C₂ y los componentes de hidrocarburo más pesados de los vapores que suben en la sección de rectificación superior de la sección de absorción del desmetanizador 20.

La segunda porción de la corriente de destilación de la parte superior 79 (corriente 38) se comprime a 625 psia [4.309 kPa(a)] mediante el compresor 11 accionado por la máquina de expansión 10. A continuación fluye en dirección opuesta a la corriente de vapor 34 del separador en el intercambiador de calor 52 donde se calienta de -72°C a -53°C (corriente 38b) y a la corriente de gas de entrada expandida 31a en el intercambiador de calor 12 donde se calienta a -11°C (corriente 38c). La corriente de destilación a continuación se comprime de forma adicional a presión de línea de distribución (corriente 38d) en el compresor 21 accionado por una fuente de energía complementaria y la corriente 38d/38e después se combina con la corriente de LNG magro templada 83b para formar el producto de gas de residuo (corriente 42). La corriente de gas de residuo 42 a 42°C fluye hacia el gasoducto de distribución a 1262 psia [8.701 kPa(a)], suficiente para cumplir con los requisitos de línea.

En la siguiente tabla se muestra un resumen de las velocidades y el consumo de energía de flujo de corriente para el proceso ilustrado en la figura 5:

Tabla V (Fig. 5) Resumen de flujo de corriente - Lb. Moles/Hr [kg moles/Hr]					
Corriente	Metano	Etano	Propano	Butanos+	Total
31	42.545	5.048	2.972	1.658	53.145
34	38.194	2.203	348	40	41.654
35	4.351	2.845	2.624	1.618	11.491
71	40.293	2.642	491	3	43.689
77	40.293	2.642	491	3	43.689
78	0	0	0	0	0
44	17.004	614	16	0	17.715
79	91.637	60	0	0	92.925
38	59.566	39	0	0	60.403
81	32.071	21	0	0	32.522
82	8.952	6	0	0	9.078
83	23.119	15	0	0	23.444
42	82.685	54	0	0	83.847
41	153	7.636	3.463	1.661	12.987

<u>Recuperación*</u>			
Etano	99,30%		
Propano	100,00%		
Butanos+	100,00%		
<u>Energía</u>			
Bomba de alimentación de GNL	3.552 HP	[5.839 kW]	
Bomba de producto de GNL	418 HP	[687 kW]	
Bomba de reflujo	63 HP	[104 kW]	
Compresor de gas de residual	19.274 HP	[31.686 kW]	
Total	23.307 HP	[38.316 kW]	
<u>Calor para todo uso de bajo nivel</u>			
Calentador de alimento líquido	70.480 MBTU/Hr	[45.526 kW]	
Calderín de desmetanización 18	24.500 MBTU/Hr	[15.826 kW]	
Total	94.980 MBTU/Hr	[61.352 kW]	
<u>Calor para todo uso de alto nivel</u>			
Calderín de desmetanización 19	27.230 MBTU/Hr	[17.589 kW]	
<u>Energía específica</u>			
HP-Hr / Lb. Mol	1,795		
[kW-Hr / kg mol]		[2,950]	

* (Basada en velocidades de flujo sin redondear)

La comparación de las tablas III, IV y V muestra que la realización de la figura 5 de la presente invención logra básicamente la misma recuperación de líquidos que las realizaciones de la figura 3 y la figura 4. La realización de la figura 5 requiere significativamente menos energía que la realización de la figura 3 (lo que mejora la energía específica en más de un 14%) y levemente menos que la realización de la figura 4. No obstante, el calor para todo uso de alto nivel requerido para la realización de la figura 5 de la presente invención es considerablemente menor que el de las realizaciones de las figuras 3 y 4 (en aproximadamente un 13% y un 17%, respectivamente). La elección de qué realización utilizar para una aplicación particular generalmente será en función de los costos relativos de energía y calor para todo uso de alto nivel y los costos de capital relativos de las bombas, intercambiadores de calor y compresores.

Otras realizaciones

Las figuras 3 a 5 representan torres de fraccionamiento construidas en un único recipiente. Las figuras 6 a 8 representan torres de fraccionamiento

construidas en dos recipientes, columna de absorción (rectificación) 66 (un dispositivo de contacto y separación) y una columna de extracción (destilación) 20. En tales casos, el vapor de la parte superior (corriente 43) de la columna de extracción 20 se separa en dos porciones. Una porción (corriente 44) se dirige al intercambiador de calor 52 para generar reflujo complementario para la columna de absorción 66. La porción remanente (corriente 47) fluye a la sección inferior de la columna de absorción 66 para entrar en contacto con el reflujo frío (corriente 82b) y el reflujo complementario (corriente líquida condensada 44b). La bomba 67 se utiliza para dirigir los líquidos (corriente 46) de la parte inferior de la columna 66 a la parte superior de la columna de extracción 20 de forma tal que las dos torres funcionen como un sistema de destilación eficaz. La decisión de construir la torre de fraccionamiento como un único recipiente (como el desmetanizador 20 en las figuras 3 a 5) o varios recipientes dependerá de varios factores como el tamaño de la planta, la distancia con respecto a las instalaciones de fabricación, etc.

De conformidad con la presente invención, generalmente resulta ventajoso diseñar la sección de absorción (rectificación) del desmetanizador para que contenga varias etapas de separación teóricas. No obstante, los beneficios de la presente invención pueden obtenerse con tan solo una etapa teórica y se cree que incluso el equivalente a una etapa de fraccionamiento teórica permite obtener estos beneficios. Por ejemplo, la totalidad o parte del reflujo frío (corriente 82b), la totalidad o parte del líquido condensado (corriente 44b) y la totalidad o parte de la corriente 77a y la corriente 34a pueden combinarse (como en la tubería hacia el desmetanizador) y si se entremezclan bien, los vapores y los líquidos se mezclarán juntos y se separarán de conformidad con las volatilidades relativas de los varios componentes del total de corrientes combinadas. Dicha mezcla de estas corrientes debe considerarse a los efectos de la presente invención como constituyente de una sección de absorción.

En los ejemplos mostrados, la condensación total de la corriente 44a y la corriente 81b se ilustra en las figuras 3 a 8. Algunos casos pueden favorecer el subenfriamiento de estas corrientes, mientras que en otros casos pueden favorecer únicamente la condensación parcial. En caso de que se logre la condensación parcial de una o ambas de estas corrientes, puede ser necesario el procesamiento del vapor no condensado, mediante

el uso de un compresor u otros medios para elevar la presión del vapor de forma tal que pueda juntarse con el líquido condensado bombeado. De forma alternativa, el vapor no condensado puede destinarse al sistema de combustible de la planta u otro uso.

Cuando el gas de entrada es más magro, puede que no sea necesario el separador 13 en las figuras 3 a 8. En función de la cantidad de hidrocarburos más pesados en el gas de alimentación y la presión de gas de alimentación, la corriente enfriada 31a (figuras 3 y 6) o la corriente enfriada expandida 31b (figuras 4, 5, 7 y 8) que sale del intercambiador de calor 12 puede no contener ningún líquido (debido a que se encuentra por encima de su punto de rocío o debido a que se encuentra por encima de su presión crítica), de forma tal que puede no justificarse el separador 13. En tales casos, el separador 13 y la válvula de expansión 17 pueden eliminarse como se muestra con las líneas punteadas. Cuando el GNL que se va a procesar es magro o cuando se contempla la evaporación completa del GNL en los intercambiadores de calor 52 y 53, puede que no se justifique el uso del separador 54 de las figuras 3 a 8. En función de la cantidad de los hidrocarburos más pesados en el GNL de entrada y la presión de la corriente de GNL que sale de la bomba de alimentación 51, la corriente de GNL calentada que sale del intercambiador de calor 53 puede no contener ningún líquido (debido a que se encuentra por encima de su punto de rocío o debido a que se encuentra por encima de su presión crítica). En tales casos, el separador 54 y la válvula de expansión 59 pueden eliminarse como se muestra con las líneas punteadas.

Las condiciones de gas de alimentación, condiciones de GNL, tamaño de planta, equipo disponible u otros factores pueden determinar la posible eliminación de las máquinas de expansión de trabajo 10 y/o 55 o el reemplazo con un dispositivo de expansión alternativo (como una válvula de expansión). A pesar de que se describe la expansión de corriente individual en dispositivos de expansión particulares, pueden emplearse medios de expansión alternativos cuando fuera adecuado.

En las figuras 3 a 8, se muestra intercambiadores de calor individuales para la mayoría de los servicios. No obstante, es posible combinar dos o más servicios de intercambio de calor en un intercambiador de calor común, como cuando se combinan los intercambiadores de calor 52 y 53 en las figuras 3 a 8 en un intercambiador de calor común. En algunos

casos, las circunstancias pueden favorecer la separación de un servicio de intercambio de calor en varios intercambiadores. La decisión de combinar servicios de intercambio de calor o utilizar más de un intercambiador de calor para el servicio indicado dependerá de varios factores que incluyen, a modo no taxativo, la velocidad de flujo del gas de entrada, la velocidad de flujo del GNL, el tamaño del intercambiador de calor, las temperaturas de corriente, etc. De conformidad con la presente invención, debe evaluarse el uso y distribución del GNL magro rico en metano y las corrientes de vapor de destilación para el intercambio de calor de proceso y la disposición particular de los intercambiadores de calor para calentar las corrientes de GNL y enfriar la corriente de gas de alimentación, para cada aplicación particular, así como la elección de corrientes de proceso para servicios de intercambio de calor específicos.

En las realizaciones de la presente invención ilustradas en las figuras 3 a 8, la corriente de GNL magro 83a se utiliza directamente para proporcionar enfriamiento en el intercambiador de calor 12. No obstante, algunas circunstancias pueden resultar útil el uso de GNL magro para enfriar un fluido de transferencia de calor intermedio, como el propano u otro fluido adecuado, de manera tal que el fluido de transferencia de calor enfriado después se utiliza para proporcionar enfriamiento en el intercambiador 12. Estos medios alternativos de uso indirecto de la refrigeración disponible en la corriente de GNL magro 83a alcanzan los mismos objetivos del proceso que el uso directo de la corriente 83a para enfriar en las realizaciones de las figuras 3 a 8 de la presente invención. La elección del mejor uso de la corriente de GNL magro para la refrigeración dependerá principalmente de la composición del gas de entrada, pero otros factores pueden afectar la elección también.

Las ubicaciones relativas de los alimentos de columna media pueden variar en función de la composición del gas de entrada, la composición del GNL u otros factores como el nivel de recuperación deseado y la cantidad de vapor formado durante el calentamiento de la corriente de GNL. Asimismo, pueden combinarse dos o más corrientes de alimentación, o sus porciones, en función de las temperaturas relativas y las cantidades de corrientes individuales, y la corriente combinada puede después bombearse a la posición de alimentación de columna media.

La presente invención proporciona una mejora en la recuperación de los componentes de C_2 y los componentes de hidrocarburo más pesados por cantidad de consumo de energía para el funcionamiento del proceso. La mejora en el consumo de energía requerida para el funcionamiento del proceso puede radicar en los requisitos de energía reducidos para la compresión o bombeo, requisitos de energía reducidos para calderines de torre o su combinación. De forma alternativa, las ventajas de la presente invención pueden lograrse mediante el alcance de niveles de recuperación más altos para una cantidad dada de consumo de energía o a través de alguna combinación de recuperación más alta y mejora en el consumo de energía.

En los ejemplos dados para las realizaciones de las figuras 3 a 5, se ilustra la recuperación de los componentes de C_2 y los componentes de hidrocarburo más pesados. No obstante, se cree que las realizaciones de las figuras 3 a 8 resultan asimismo ventajosas cuando se desea la recuperación de los componentes de C_3 y los componentes de hidrocarburo más pesados.

A pesar de que se describieron lo que se cree son las realizaciones preferidas de la invención, los expertos en la técnica reconocerán que pueden realizarse otras modificaciones y modificaciones adicionales a estas, por ejemplo, adaptar la invención a varias condiciones, tipos de alimento u otros requisitos sin alejarse del espíritu de la presente invención como se define en las siguientes reivindicaciones.

REIVINDICACIONES

1. Un proceso para la separación de gas natural licuado que contiene metano y componentes de hidrocarburo más pesados y una corriente de gas que contiene metano y componentes de hidrocarburo más pesados en una fracción de gas de residuo volátil que contiene una porción mayor de dicho metano y una fracción de gas de residuo relativamente menos volátil que contiene una porción mayor de dichos componentes de hidrocarburo más pesados donde

(a) dicho gas natural licuado se calienta suficientemente como para evaporarse, de ese modo se forma una corriente de vapor;

(b) dicha corriente de vapor se expande a presión reducida y a continuación se proporciona a una columna de destilación en una primera posición de alimentación de columna media;

(c) dicha corriente de gas se expande a dicha presión reducida, se enfría y a continuación se proporciona a dicha columna de destilación en una segunda posición de alimentación de columna media;

(d) la corriente de vapor de destilación se retira de la región de dicha columna de destilación por debajo de dicha corriente de vapor expandida y dicha corriente de gas enfriada expandida, a partir de lo cual dicha corriente de vapor de destilación se enfría suficientemente como para condensarse al menos parcialmente y de ese modo formar una primera corriente condensada y dicho enfriamiento proporciona al menos una porción de dicho calentamiento de dicho gas natural licuado;

(e) al menos una porción de dicha primera corriente condensada se proporciona a dicha columna de destilación en una posición de alimentación de columna media superior;

(f) la corriente de destilación de la parte superior se retira de la región superior de dicha columna de destilación y se divide en al menos una primera porción y una segunda porción, y a continuación dicha primera porción se comprime a presión más alta;

(g) dicha primera porción comprimida se enfría suficientemente como para condensarse al menos parcialmente y formar una segunda corriente condensada y dicho enfriamiento proporciona al menos una porción de dicho calentamiento de dicho gas natural licuado;

(h) dicha segunda corriente condensada se divide en al menos una corriente líquida volátil y una corriente de reflujo;

(i) dicha corriente de reflujo se enfría de forma adicional y dicho enfriamiento proporciona al menos una porción de dicho calentamiento del gas natural licuado;

(j) dicha corriente de reflujo enfriada de forma adicional se proporciona a dicha columna de destilación en una posición de alimentación de columna superior;

(k) dicha corriente líquida volátil se calienta suficientemente como para evaporarse y dicho calentamiento proporciona al menos una porción de dicho enfriamiento de dicha corriente de gas expandida;

(l) dicha segunda porción se calienta y dicho calentamiento proporciona al menos una porción de dicho enfriamiento de dicha corriente de gas expandida;

(m) dicha corriente líquida volátil evaporada y dicha segunda porción calentada se combinan para formar dicha fracción de gas de residuo volátil que contiene una porción mayor de dicho metano; y

(n) la cantidad y temperatura de dicha corriente de reflujo y las temperaturas de dichos alimentos para dicha columna de destilación son eficaces para mantener la temperatura de la parte superior de dicha columna de destilación a una temperatura tal que se pueda recuperar la mayor porción de dichos componentes de hidrocarburo más pesados en dicha fracción líquida relativamente menos volátil mediante el fraccionamiento en dicha columna de destilación.

2. Un proceso para la separación de gas natural licuado que contiene metano y componentes de hidrocarburo más pesados y una corriente de gas que contiene metano y componentes de hidrocarburo más pesados en una fracción de gas de residuo volátil que contiene una porción mayor de dicho metano y una fracción de gas de residuo relativamente menos volátil que contiene una porción mayor de dichos componentes de hidrocarburo más pesados donde

(a) dicho gas natural licuado se calienta suficientemente como para evaporarse parcialmente;

(b) dicho gas natural licuado evaporado parcialmente se separa para de ese modo proporcionar una corriente de vapor y una corriente líquida;

(c) dicha corriente de vapor se expande a presión reducida y a continuación se proporciona a una columna de destilación en una primera posición de alimentación de columna media;

(d) dicha corriente líquida se expande a dicha presión reducida y a continuación se proporciona a dicha columna de destilación en una posición de alimentación de columna media inferior;

(e) dicha corriente de gas se expande a dicha presión reducida, se enfría y a continuación se proporciona a dicha columna de destilación en una segunda posición de alimentación de columna media;

(f) la corriente de vapor de destilación se retira de la región de dicha columna de destilación por debajo de dicha corriente de vapor expandida y dicha corriente de gas enfriada expandida, a partir de lo cual dicha corriente de vapor de destilación se enfría suficientemente como para condensarse al menos parcialmente y de ese modo formar una primera corriente condensada y dicho enfriamiento proporciona al menos una porción de dicho calentamiento de dicho gas natural licuado;

(g) al menos una porción de dicha primera corriente condensada se proporciona a dicha columna de destilación en una posición de alimentación de columna media superior;

(h) la corriente de destilación de la parte superior se retira de la región superior de dicha columna de destilación y se divide en al menos una primera porción y una segunda porción, a partir de lo cual dicha primera porción se comprime a presión más alta;

(i) dicha primera porción comprimida se enfría suficientemente como para condensarse al menos parcialmente y formar una segunda corriente condensada y dicho enfriamiento proporciona al menos una porción de dicho calentamiento de dicho gas natural licuado;

(j) dicha segunda corriente condensada se divide en al menos una corriente líquida volátil y una corriente de reflujo;

(k) dicha corriente de reflujo se enfría de forma adicional y dicho enfriamiento proporciona al menos una porción de dicho calentamiento del gas natural licuado;

(l) dicha corriente de reflujo enfriada de forma adicional se proporciona a dicha columna de destilación en una posición de alimentación de columna superior;

(m) dicha corriente líquida volátil se calienta suficientemente como para evaporarse y dicho calentamiento proporciona al menos una porción de dicho enfriamiento de dicha corriente de gas expandida;

(n) dicha segunda porción se calienta y dicho calentamiento proporciona al menos una porción de dicho enfriamiento de dicha corriente de gas expandida;

(o) dicha corriente líquida volátil evaporada y dicha segunda porción calentada se combinan para formar dicha fracción de gas de residuo volátil que contiene una porción mayor de dicho metano; y

(p) la cantidad y temperatura de dicha corriente de reflujo y las temperaturas de dichos alimentos para dicha columna de destilación son eficaces para mantener la temperatura de la parte superior de dicha columna de destilación a una temperatura tal que se pueda recuperar la mayor porción de dichos componentes de hidrocarburo más pesados en dicha fracción líquida relativamente menos volátil mediante el fraccionamiento en dicha columna de destilación.

3. Un proceso para la separación de gas natural licuado que contiene metano y componentes de hidrocarburo más pesados y una corriente de gas que contiene metano y componentes de hidrocarburo más pesados en una fracción de gas de residuo volátil que contiene una porción mayor de dicho metano y una fracción de gas de residuo relativamente menos volátil que contiene una porción mayor de dichos componentes de hidrocarburo más pesados donde

(a) dicho gas natural licuado se calienta suficientemente como para evaporarse, y de ese modo se forma una primera corriente de vapor;

(b) dicha primera corriente de vapor se expande a presión reducida y a continuación se proporciona a una columna de destilación en una primera posición de alimentación de columna media;

(c) dicha corriente de gas se expande a dicha presión reducida y a continuación se enfría suficientemente para condensarse parcialmente;

(d) dicha corriente de gas parcialmente condensada se separa para proporcionar una segunda corriente de vapor y una corriente líquida;

(e) dicha segunda corriente de vapor se enfría de forma adicional y a continuación se proporciona a dicha columna de destilación en una segunda posición de alimentación de columna media;

(f) dicha corriente líquida se proporciona a dicha columna de destilación en una posición de alimentación de columna media inferior;

(g) la corriente de vapor de destilación se retira de la región de dicha columna de destilación por debajo de dicha primera corriente de vapor expandida y dicha segunda corriente de vapor enfriada de forma adicional, a partir de lo cual dicha corriente de vapor de destilación se enfría suficientemente como para condensarse al menos parcialmente y de ese modo formar una primera corriente condensada y dicho enfriamiento proporciona al menos una porción de dicho calentamiento de dicho gas natural licuado;

(h) al menos una porción de dicha primera corriente condensada se proporciona a dicha columna de destilación en una posición de alimentación de columna media superior;

(i) la corriente de destilación de la parte superior se retira de la región superior de dicha columna de destilación y se divide en al menos una primera porción y una segunda porción, a partir de lo cual dicha primera porción se comprime a presión más alta;

(j) dicha primera porción comprimida se enfría suficientemente como para condensarse al menos parcialmente y de ese modo formar una segunda corriente condensada y dicho enfriamiento proporciona al menos una porción de dicho calentamiento de dicho gas natural licuado;

(k) dicha segunda corriente condensada se divide en al menos una corriente líquida volátil y una corriente de reflujo;

(l) dicha corriente de reflujo se enfría de forma adicional y dicho enfriamiento proporciona al menos una porción de dicho calentamiento del gas natural licuado;

(m) dicha corriente de reflujo enfriada de forma adicional se proporciona a dicha columna de destilación en una posición de alimentación de columna superior;

(n) dicha corriente líquida volátil se calienta suficientemente como para evaporarse y dicho calentamiento proporciona al menos una porción de dicho enfriamiento de dicha corriente de gas expandida;

(o) dicha segunda porción se calienta y dicho calentamiento proporciona al menos una porción de dicho enfriamiento de dicha corriente de gas expandida;

(p) dicha corriente líquida volátil evaporada y dicha segunda porción calentada se combinan para formar dicha fracción de gas de residuo volátil que contiene una porción mayor de dicho metano; y

(q) la cantidad y temperatura de dicha corriente de reflujo y las temperaturas de dichos alimentos para dicha columna de destilación son eficaces para mantener la temperatura de la parte superior de dicha columna de destilación a una temperatura tal que se pueda recuperar la mayor porción de dichos componentes de hidrocarburo más pesados en dicha fracción líquida relativamente menos volátil mediante el fraccionamiento en dicha columna de destilación.

4. Un proceso para la separación de gas natural licuado que contiene metano y componentes de hidrocarburo más pesados y una corriente de gas que contiene metano y componentes de hidrocarburo más pesados en una fracción de gas de residuo volátil que contiene una porción mayor de dicho metano y una fracción de gas de residuo relativamente menos volátil que contiene una porción mayor de dichos componentes de hidrocarburo más pesados donde

(a) dicho gas natural licuado se calienta suficientemente como para evaporarse parcialmente;

(b) dicho gas natural licuado evaporado parcialmente se separa para proporcionar una primera corriente de vapor y una primera corriente líquida;

(c) dicha primera corriente de vapor se expande a presión reducida y a continuación se proporciona a una columna de destilación en una primera posición de alimentación de columna media;

(d) dicha primera corriente líquida se expande a dicha presión reducida y a continuación se proporciona a dicha columna de destilación en una primera posición de alimentación de columna media inferior;

(e) dicha corriente de gas se expande a dicha presión reducida y a continuación se enfría suficientemente para condensarse parcialmente;

(f) dicha corriente de gas parcialmente condensada se separa para proporcionar una segunda corriente de vapor y una segunda corriente líquida;

(g) dicha segunda corriente de vapor se enfría de forma adicional y a continuación se proporciona a dicha columna de destilación en una segunda posición de alimentación de columna media;

(h) dicha segunda corriente líquida se proporciona a dicha columna de destilación en una segunda posición de alimentación de columna media inferior;

(i) la corriente de vapor de destilación se retira de la región de dicha columna de destilación por debajo de dicha primera corriente de vapor expandida y dicha segunda corriente de vapor enfriada de forma adicional, a partir de lo cual dicha corriente de vapor de destilación se enfría suficientemente como para condensarse al menos parcialmente y de ese modo formar una primera corriente condensada y dicho enfriamiento proporciona al menos una porción de dicho calentamiento de dicho gas natural licuado;

(j) al menos una porción de dicha primera corriente condensada se proporciona a dicha columna de destilación en una posición de alimentación de columna media superior;

(k) la corriente de destilación de la parte superior se retira de la región superior de dicha columna de destilación y se divide en al menos una primera porción y una segunda porción, a partir de lo cual dicha primera porción se comprime a presión más alta;

(l) dicha primera porción comprimida se enfría suficientemente como para condensarse al menos parcialmente y de ese modo formar una segunda corriente condensada y dicho enfriamiento proporciona al menos una porción de dicho calentamiento de dicho gas natural licuado;

(m) dicha segunda corriente condensada se divide en al menos una corriente líquida volátil y una corriente de reflujo;

(n) dicha corriente de reflujo se enfría de forma adicional y dicho enfriamiento proporciona al menos una porción de dicho calentamiento de dicho gas natural licuado;

(o) dicha corriente de reflujo enfriada de forma adicional se proporciona a dicha columna de destilación en una posición de alimentación de columna superior;

(p) dicha corriente líquida volátil se calienta suficientemente como para evaporarse y dicho calentamiento proporciona al menos una porción de dicho enfriamiento de dicha corriente de gas expandida;

(q) dicha segunda porción se calienta y dicho calentamiento proporciona al menos una porción de dicho enfriamiento de dicha corriente de gas expandida;

(r) dicha corriente líquida volátil evaporada y dicha segunda porción calentada se combinan para formar dicha fracción de gas de residuo volátil que contiene una porción mayor de dicho metano; y

(s) la cantidad y temperatura de dicha corriente de reflujo y las temperaturas de dichos alimentos para dicha columna de destilación son eficaces para mantener la temperatura de la parte superior de dicha columna de destilación a una temperatura tal que se pueda recuperar la mayor porción de dichos componentes de hidrocarburo más pesados en dicha fracción líquida relativamente menos volátil mediante el fraccionamiento en dicha columna de destilación.

5. El proceso de conformidad con la reivindicación 1 ó 2, donde:

(a) dicha corriente de gas se enfría, se expande a dicha presión reducida y a continuación se proporciona a dicha columna de destilación en dicha segunda posición de alimentación de columna media;

(b) dicha corriente de vapor de destilación se retira de la región de dicha columna de destilación por debajo de dicha corriente de vapor expandida y dicha corriente de gas expandida enfriada;

(c) dicha corriente líquida volátil se calienta suficientemente como para evaporarse y dicho calentamiento proporciona al menos una porción de dicho enfriamiento de dicha corriente de gas; y

(d) dicha segunda porción se calienta y dicho calentamiento proporciona al menos una porción de dicho enfriamiento de dicha corriente de gas.

6. El proceso de conformidad con la reivindicación 3, donde:

(a) dicha corriente de gas se enfría suficientemente como para condensarse parcialmente y de ese modo se forma dicha segunda corriente de vapor y dicha corriente líquida;

(b) dicha segunda corriente de vapor se expande a dicha presión reducida y a continuación se proporciona a dicha columna de destilación en dicha segunda posición de alimentación de columna media;

(c) dicha corriente líquida se expande a dicha presión reducida y a continuación se proporciona a dicha columna de destilación en dicha posición de alimentación de columna media inferior;

(d) dicha corriente de vapor de destilación se retira de la región de dicha columna de destilación por debajo de dicha primera corriente de vapor expandida y dicha segunda corriente de vapor expandida;

(e) dicha corriente líquida volátil se calienta suficientemente como para evaporarse y dicho calentamiento proporciona al menos una porción de dicho enfriamiento de dicha corriente de gas; y

(f) dicha segunda porción se calienta y dicho calentamiento proporciona al menos una porción de dicho enfriamiento de dicha corriente de gas.

7. El proceso de conformidad con la reivindicación 4, donde:

(a) dicha corriente de gas se enfría suficientemente como para condensarse parcialmente y de ese modo formar dicha segunda corriente de vapor y dicha segunda corriente líquida;

(b) dicha segunda corriente de vapor se expande a dicha presión reducida y a continuación se proporciona a dicha columna de destilación en dicha segunda posición de alimentación de columna media;

(c) dicha segunda corriente líquida se expande a dicha presión reducida y a continuación se proporciona a dicha columna de destilación en dicha segunda posición de alimentación de columna media inferior;

(d) dicha corriente de vapor de destilación se retira de la región de dicha columna de destilación por debajo de dicha primera corriente de vapor expandida y dicha segunda corriente de vapor expandida;

(e) dicha corriente líquida volátil se calienta suficientemente como para evaporarse y dicho calentamiento proporciona al menos una porción de dicho enfriamiento de dicha corriente de gas; y

(f) dicha segunda porción se calienta y dicho calentamiento proporciona al menos una porción de dicho enfriamiento de dicha corriente de gas.

8. El proceso de conformidad con la reivindicación 1, 2, 3 ó 4 donde:

- (a) dicha segunda porción se comprime a una presión más alta;
- (b) dicha segunda porción comprimida se calienta y dicho calentamiento proporciona al menos una porción de dicho enfriamiento de dicha corriente de gas expandida; y
- (c) dicha corriente líquida volátil evaporada y dicha segunda porción comprimida calentada se combinan para formar dicha fracción de gas de residuo volátil.

9. Un proceso para la separación de gas natural licuado que contiene metano y componentes de hidrocarburo más pesados y una corriente de gas que contiene metano y componentes de hidrocarburo más pesados en una fracción de gas de residuo volátil que contiene una porción mayor de dicho metano y una fracción de gas de residuo relativamente menos volátil que contiene una porción mayor de dichos componentes de hidrocarburo más pesados donde

- (a) dicho gas natural licuado se calienta suficientemente como para evaporarse, de ese modo se forma una corriente de vapor;
- (b) dicha corriente de vapor se expande a presión reducida y a continuación se proporciona a una primera posición de alimentación inferior a una columna de absorción que produce una corriente de destilación de la parte superior y una corriente líquida inferior;
- (c) dicha corriente de gas se expande a dicha presión reducida, se enfría y a continuación se proporciona a dicha columna de absorción en una segunda posición de alimentación inferior;
- (d) dicha corriente líquida inferior se proporciona a una posición de alimentación de columna superior a una columna de extracción que produce una corriente de vapor de la parte superior y dicha fracción líquida relativamente menos volátil;
- (e) dicha corriente de vapor de la parte superior se divide en al menos una primera corriente de vapor de destilación y una segunda corriente de vapor de destilación, a partir de lo cual dicha segunda corriente de vapor de destilación se proporciona a dicha columna de absorción en una tercera posición de alimentación inferior;
- (f) dicha primera corriente de vapor de destilación se enfría suficientemente como para condensarse al menos parcialmente y de ese

modo formar una primera corriente condensada y dicho enfriamiento proporciona al menos una porción de dicho calentamiento de dicho gas natural licuado;

(g) al menos una porción de dicha primera corriente condensada se proporciona a dicha columna de absorción en una posición de alimentación de columna media;

(h) dicha corriente de destilación de la parte superior se divide en al menos una primera porción y una segunda porción, a partir de lo cual dicha primera porción se comprime a una presión más alta;

(i) dicha primera porción comprimida se enfría suficientemente como para condensarse al menos parcialmente y de ese modo formar una segunda corriente condensada y dicho enfriamiento proporciona al menos una porción de dicho calentamiento de dicho gas natural licuado;

(j) dicha segunda corriente condensada se divide en al menos una corriente líquida volátil y una corriente de reflujo;

(k) dicha corriente de reflujo se enfría de forma adicional y dicho enfriamiento proporciona al menos una porción de dicho calentamiento de dicho gas natural licuado;

(l) dicha corriente de reflujo enfriada de forma adicional se proporciona a dicha columna de absorción en una posición de alimentación de columna superior;

(m) dicha corriente líquida volátil se calienta suficientemente como para evaporarse y dicho calentamiento proporciona al menos una porción de dicho enfriamiento de dicha corriente de gas expandida;

(n) dicha segunda porción se calienta y dicho calentamiento proporciona al menos una porción de dicho enfriamiento de dicha corriente de gas expandida;

(o) dicha corriente líquida volátil evaporada y dicha segunda porción calentada se combinan para formar dicha fracción de gas de residuo volátil que contiene una porción mayor de dicho metano; y

(p) la cantidad y temperatura de dicha corriente de reflujo y las temperaturas de dichos alimentos para dicha columna de absorción y dicha columna de extracción son eficaces para mantener las temperaturas de la parte superior de dicha columna de absorción y dicha columna de extracción a una temperatura tal que se pueda recuperar la mayor porción de dichos componentes de hidrocarburo más pesados en dicha fracción

líquida relativamente menos volátil mediante el fraccionamiento en dicha columna de absorción y dicha columna de extracción.

10. Un proceso para la separación de gas natural licuado que contiene metano y componentes de hidrocarburo más pesados y una corriente de gas que contiene metano y componentes de hidrocarburo más pesados en una fracción de gas de residuo volátil que contiene una porción mayor de dicho metano y una fracción de gas de residuo relativamente menos volátil que contiene una porción mayor de dichos componentes de hidrocarburo más pesados donde

(a) dicho gas natural licuado se calienta suficientemente como para evaporarse parcialmente;

(b) dicho gas natural licuado evaporado parcialmente se separa para proporcionar una corriente de vapor y una corriente líquida;

(c) dicha corriente de vapor se expande a presión reducida y a continuación se proporciona a una primera posición de alimentación inferior a una columna de absorción que produce una corriente de destilación de la parte superior y una corriente líquida inferior;

(d) dicha corriente de gas se expande a dicha presión reducida, se enfría y a continuación se proporciona a dicha columna de absorción en una segunda posición de alimentación inferior;

(e) dicha corriente líquida inferior se proporciona en una posición de alimentación de columna superior a una columna de extracción que produce una corriente de vapor de la parte superior y dicha fracción líquida relativamente menos volátil;

(f) dicha corriente líquida se expande a dicha presión reducida y a continuación se proporciona a dicha columna de extracción en una posición de alimentación de columna media;

(g) dicha corriente de vapor de la parte superior se divide en al menos una primera corriente de vapor de destilación y una segunda corriente de vapor de destilación, a partir de lo cual dicha segunda corriente de vapor de destilación se proporciona a dicha columna de absorción en una tercera posición de alimentación inferior;

(h) dicha primera corriente de vapor de destilación se enfría suficientemente como para condensarse al menos parcialmente y de ese modo formar una primera corriente condensada y dicho enfriamiento

proporciona al menos una porción de dicho calentamiento de dicho gas natural licuado;

(i) al menos una porción de dicha primera corriente condensada se proporciona a dicha columna de absorción en una posición de alimentación de columna media;

(j) dicha corriente de destilación de la parte superior se divide en al menos una primera porción y una segunda porción, después de lo cual dicha primera porción se comprime a una presión más alta;

(k) dicha primera porción comprimida se enfría suficientemente como para condensarse al menos parcialmente y de ese modo formar una segunda corriente condensada y dicho enfriamiento proporciona al menos una porción de dicho calentamiento de dicho gas natural licuado;

(l) dicha segunda corriente condensada se divide en al menos una corriente líquida volátil y una corriente de reflujo;

(m) dicha corriente de reflujo se enfría de forma adicional y dicho enfriamiento proporciona al menos una porción de dicho calentamiento de dicho gas natural licuado;

(n) dicha corriente de reflujo enfriada de forma adicional se proporciona a dicha columna de absorción en una posición de alimentación de columna superior;

(o) dicha corriente líquida volátil se calienta suficientemente como para evaporarse y dicho calentamiento proporciona al menos una porción de dicho enfriamiento de dicha corriente de gas expandida;

(p) dicha segunda porción se calienta y dicho calentamiento proporciona al menos una porción de dicho enfriamiento de dicha corriente de gas expandida;

(q) dicha corriente líquida volátil evaporada y dicha segunda porción calentada se combinan para formar dicha fracción de gas de residuo volátil que contiene una porción mayor de dicho metano; y

(r) la cantidad y temperatura de dicha corriente de reflujo y las temperaturas de dichos alimentos para dicha columna de absorción y dicha columna de extracción son eficaces para mantener las temperaturas de la parte superior de dicha columna de absorción y dicha columna de extracción a una temperatura tal que se puedan recuperar la mayor porción de dichos componentes de hidrocarburo más pesados en dicha

fracción líquida relativamente menos volátil mediante el fraccionamiento en dicha columna de absorción y dicha columna de extracción.

11. Un proceso para la separación de gas natural licuado que contiene metano y componentes de hidrocarburo más pesados y una corriente de gas que contiene metano y componentes de hidrocarburo más pesados en una fracción de gas de residuo volátil que contiene una porción mayor de dicho metano y una fracción de gas de residuo relativamente menos volátil que contiene una porción mayor de dichos componentes de hidrocarburo más pesados donde

(a) dicho gas natural licuado se calienta suficientemente como para evaporarse, de ese modo se forma una primera corriente de vapor;

(b) dicha primera corriente de vapor se expande a presión reducida y a continuación se proporciona a una primera posición de alimentación inferior a una columna de absorción que produce una corriente de destilación de la parte superior y una corriente líquida inferior;

(c) dicha corriente de gas se expande a dicha presión reducida y a continuación se enfría suficientemente para condensarse parcialmente;

(d) dicha corriente de gas parcialmente condensada se separa para proporcionar de este modo una segunda corriente de vapor y una corriente líquida;

(e) dicha segunda corriente de vapor se enfría de forma adicional y a continuación se proporciona a dicha columna de absorción en una segunda posición de alimentación inferior;

(f) dicha corriente líquida inferior se proporciona en una posición de alimentación de columna superior a una columna de extracción que produce una corriente de vapor de la parte superior y dicha fracción líquida relativamente menos volátil;

(g) dicha corriente líquida se proporciona a dicha columna de extracción en una posición de alimentación de columna media;

(h) dicha corriente de vapor de la parte superior se divide en al menos una primera corriente de vapor de destilación y una segunda corriente de vapor de destilación, a partir de lo cual dicha segunda corriente de vapor de destilación se proporciona a dicha columna de absorción en una tercera posición de alimentación inferior;

(i) dicha primera corriente de vapor de destilación se enfría suficientemente como para condensarse al menos parcialmente y de ese modo formar una primera corriente condensada y dicho enfriamiento proporciona al menos una porción de dicho calentamiento de dicho gas natural licuado;

(j) al menos una porción de dicha primera corriente condensada se proporciona a dicha columna de absorción en una posición de alimentación de columna media;

(k) dicha corriente de destilación de la parte superior se divide en al menos una primera porción y una segunda porción, a partir de lo cual dicha primera porción se comprime a una presión más alta;

(l) dicha primera porción comprimida se enfría suficientemente como para condensarse al menos parcialmente y de ese modo formar una segunda corriente condensada y dicho enfriamiento proporciona al menos una porción de dicho calentamiento de dicho gas natural licuado;

(m) dicha segunda corriente condensada se divide en al menos una corriente líquida volátil y una corriente de reflujo;

(n) dicha corriente de reflujo se enfría de forma adicional y dicho enfriamiento proporciona al menos una porción de dicho calentamiento de dicho gas natural licuado;

(o) dicha corriente de reflujo enfriada de forma adicional se proporciona a dicha columna de absorción en una posición de alimentación de columna superior;

(p) dicha corriente líquida volátil se calienta suficientemente como para evaporarse y dicho calentamiento proporciona al menos una porción de dicho enfriamiento de dicha corriente de gas expandida;

(q) dicha segunda porción se calienta y dicho calentamiento proporciona al menos una porción de dicho enfriamiento de dicha corriente de gas expandida;

(r) dicha corriente líquida volátil evaporada y dicha segunda porción calentada se combinan para formar dicha fracción de gas de residuo volátil que contiene una porción mayor de dicho metano; y

(s) la cantidad y temperatura de dicha corriente de reflujo y las temperaturas de dichos alimentos para dicha columna de absorción y dicha columna de extracción son eficaces para mantener las temperaturas de la parte superior de dicha columna de absorción y dicha columna de

extracción a una temperatura tal que se pueda recupera la mayor porción de dichos componentes de hidrocarburo más pesados en dicha fracción líquida relativamente menos volátil mediante el fraccionamiento en dicha columna de absorción y dicha columna de extracción.

12. Un proceso para la separación de gas natural licuado que contiene metano y componentes de hidrocarburo más pesados y una corriente de gas que contiene metano y componentes de hidrocarburo más pesados en una fracción de gas de residuo volátil que contiene una porción mayor de dicho metano y una fracción de gas de residuo relativamente menos volátil que contiene una porción mayor de dichos componentes de hidrocarburo más pesados donde

(a) dicho gas natural licuado se calienta suficientemente como para evaporarse parcialmente;

(b) dicho gas natural licuado evaporado parcialmente se separa para proporcionar una primera corriente de vapor y una primera corriente líquida;

(c) dicha primera corriente de vapor se expande a presión reducida y a continuación se proporciona a una primera posición de alimentación inferior a una columna de absorción que produce una corriente de destilación de la parte superior y una corriente líquida inferior;

(d) dicha corriente de gas se expande a dicha presión reducida y a continuación se enfría suficientemente para condensarse parcialmente;

(e) dicha corriente de gas parcialmente condensada se separa para proporcionar una segunda corriente de vapor y una segunda corriente líquida;

(f) dicha segunda corriente de vapor se enfría de forma adicional y a continuación se proporciona a dicha columna de absorción en una segunda posición de alimentación inferior;

(g) dicha corriente líquida inferior se proporciona en una posición de alimentación de columna superior a una columna de extracción que produce una corriente de vapor de la parte superior y dicha fracción líquida relativamente menos volátil;

(h) dicha primera corriente líquida se expande a dicha presión reducida y a continuación se proporciona a dicha columna de extracción en una primera posición de alimentación de columna media;

(i) dicha segunda corriente líquida se proporciona a dicha columna de extracción en una segunda posición de alimentación de columna media;

(j) dicha corriente de vapor de la parte superior se divide en al menos una primera corriente de vapor de destilación y una segunda corriente de vapor de destilación, a partir de lo cual dicha segunda corriente de vapor de destilación se proporciona a dicha columna de absorción en una tercera posición de alimentación inferior;

(k) dicha primera corriente de vapor de destilación se enfría suficientemente como para condensarse al menos parcialmente y de ese modo formar una primera corriente condensada y dicho enfriamiento proporciona al menos una porción de dicho calentamiento de dicho gas natural licuado;

(l) al menos una porción de dicha primera corriente condensada se proporciona a dicha columna de absorción en una posición de alimentación de columna media;

(m) dicha corriente de destilación de la parte superior se divide en al menos una primera porción y una segunda porción, a partir de lo cual dicha primera porción se comprime a una presión más alta;

(n) dicha primera porción comprimida se enfría suficientemente como para condensarse al menos parcialmente y de ese modo formar una segunda corriente condensada y dicho enfriamiento proporciona al menos una porción de dicho calentamiento de dicho gas natural licuado;

(o) dicha segunda corriente condensada se divide en al menos una corriente líquida volátil y una corriente de reflujo;

(p) dicha corriente de reflujo se enfría de forma adicional y dicho enfriamiento proporciona al menos una porción de dicho calentamiento del gas natural licuado;

(q) dicha corriente de reflujo enfriada de forma adicional se proporciona a dicha columna de absorción en una posición de alimentación de columna superior;

(r) dicha corriente líquida volátil se calienta suficientemente como para evaporarse y dicho calentamiento proporciona al menos una porción de dicho enfriamiento de dicha corriente de gas expandida;

(s) dicha segunda porción se calienta y dicho calentamiento proporciona al menos una porción de dicho enfriamiento de dicha corriente de gas expandida;

(t) dicha corriente líquida volátil evaporada y dicha segunda porción calentada se combinan para formar dicha fracción de gas de residuo volátil que contiene una porción mayor de dicho metano; y

(u) la cantidad y temperatura de dicha corriente de reflujo y las temperaturas de dichos alimentos para dicha columna de absorción y dicha columna de extracción son eficaces para mantener las temperaturas de la parte superior de dicha columna de absorción y dicha columna de extracción a una temperatura tal que se pueda recuperar la mayor porción de dichos componentes de hidrocarburo más pesados en dicha fracción líquida relativamente menos volátil mediante el fraccionamiento en dicha columna de absorción y dicha columna de extracción.

13. El proceso de conformidad con la reivindicación 9 ó 10, donde:

(a) dicha corriente de gas se enfría, se expande a dicha presión reducida y a continuación se proporciona a dicha columna de absorción en dicha segunda posición de alimentación inferior;

(b) dicha corriente líquida volátil se calienta suficientemente como para evaporarse y dicho calentamiento proporciona al menos una porción de dicho enfriamiento de dicha corriente de gas; y

(c) dicha segunda porción se calienta y dicho calentamiento proporciona al menos una porción de dicho enfriamiento de dicha corriente de gas.

14. El proceso de conformidad con la reivindicación 11, donde:

(a) dicha corriente de gas se enfría suficientemente como para condensarse parcialmente y de ese modo se forma dicha segunda corriente de vapor y dicha corriente líquida;

(b) dicha segunda corriente de vapor se expande a dicha presión reducida y a continuación se proporciona a dicha columna de absorción en dicha segunda posición de alimentación inferior;

(c) dicha corriente líquida se expande a dicha presión reducida y a continuación se proporciona a dicha columna de extracción en dicha posición de alimentación de columna media;

(d) dicha corriente líquida volátil se calienta suficientemente como para evaporarse y dicho calentamiento proporciona al menos una porción de dicho enfriamiento de dicha corriente de gas; y

(e) dicha segunda porción se calienta y dicho calentamiento proporciona al menos una porción de dicho enfriamiento de dicha corriente de gas.

15. El proceso de conformidad con la reivindicación 12, donde:

(a) dicha corriente de gas se enfría suficientemente como para condensarse parcialmente y de ese modo formar dicha segunda corriente de vapor y dicha segunda corriente líquida;

(b) dicha segunda corriente de vapor se expande a dicha presión reducida y a continuación se proporciona a dicha columna de absorción en dicha segunda posición de alimentación inferior;

(c) dicha segunda corriente líquida se expande a dicha presión reducida y a continuación se proporciona a dicha columna de extracción en dicha segunda posición de alimentación de columna media;

(d) dicha corriente líquida volátil se calienta suficientemente como para evaporarse y dicho calentamiento proporciona al menos una porción de dicho enfriamiento de dicha corriente de gas; y

(e) dicha segunda porción se calienta y dicho calentamiento proporciona al menos una porción de dicho enfriamiento de dicha corriente de gas.

16. El proceso de conformidad con la reivindicación 9, 10, 11 ó 12 donde:

(a) dicha segunda porción se comprime a una presión más alta;

(b) dicha segunda porción comprimida se calienta y dicho calentamiento proporciona al menos una porción de dicho enfriamiento de dicha corriente de gas expandida; y

(c) dicha corriente líquida volátil evaporada y dicha segunda porción comprimida calentada se combinan para formar dicha fracción de gas de residuo volátil.

17. El proceso de conformidad con la reivindicación 1, 2, 3, 4, 6, 7, 9, 10, 11, 12, 14 ó 15 donde dicha fracción de gas de residuo volátil contiene una porción mayor de dicho metano y de componentes de C_2 .

18. El proceso de conformidad con la reivindicación 5 donde dicha fracción de gas de residuo volátil contiene una porción mayor de dicho metano y de componentes de C_2 .

19. El proceso de conformidad con la reivindicación 8 donde dicha fracción de gas de residuo volátil contiene una porción mayor de dicho metano y de componentes de C_2 .

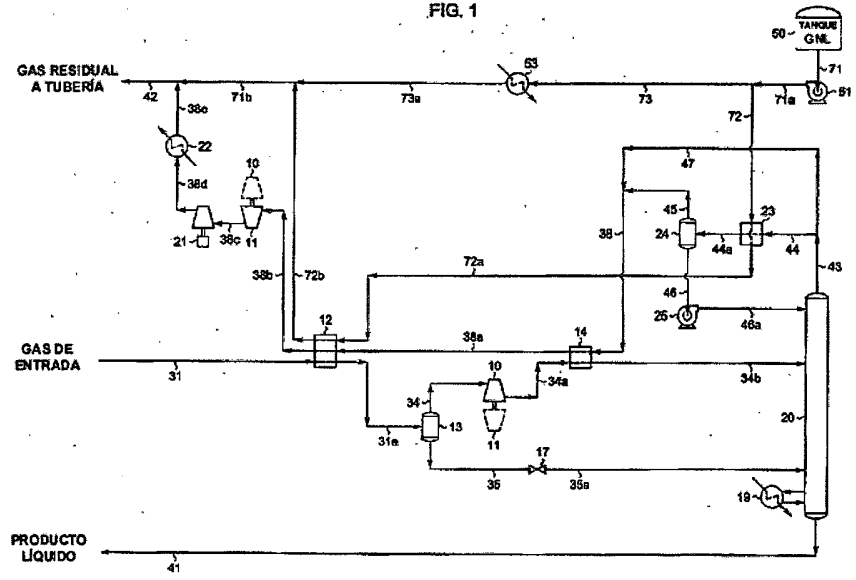
20. El proceso de conformidad con la reivindicación 13 donde dicha fracción de gas de residuo volátil contiene una porción mayor de dicho metano y de componentes de C_2 .

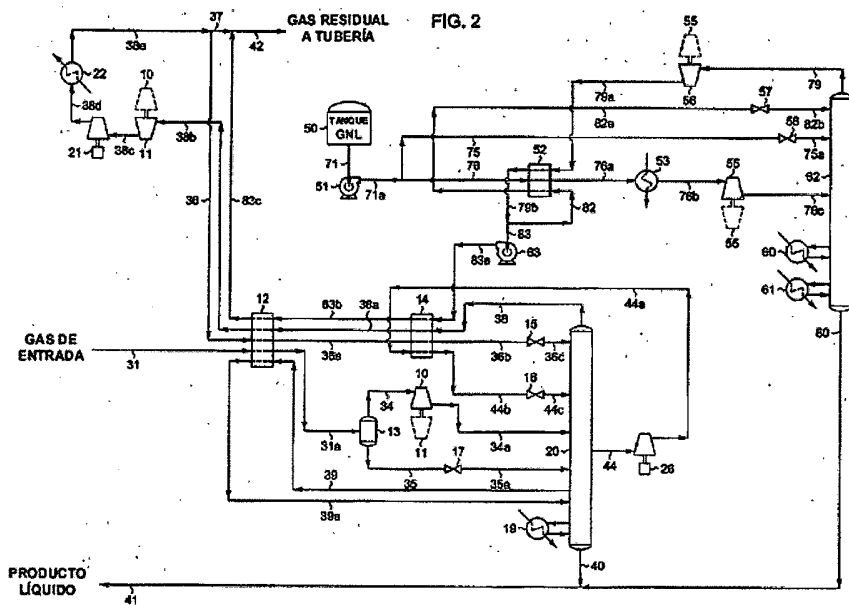
21. El proceso de conformidad con la reivindicación 16 donde dicha fracción de gas de residuo volátil contiene una porción mayor de dicho metano y de componentes de C_2 .

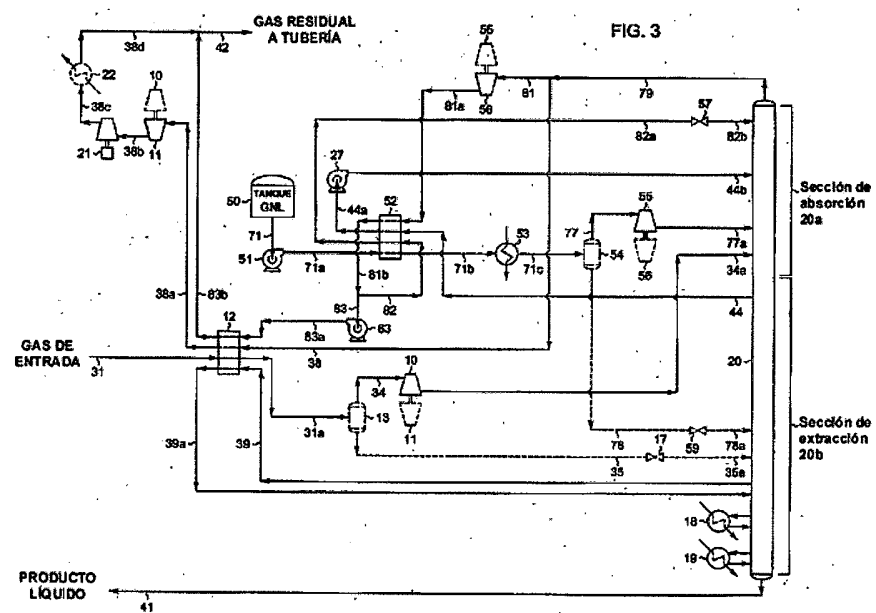
RESUMEN DE LA INVENCION

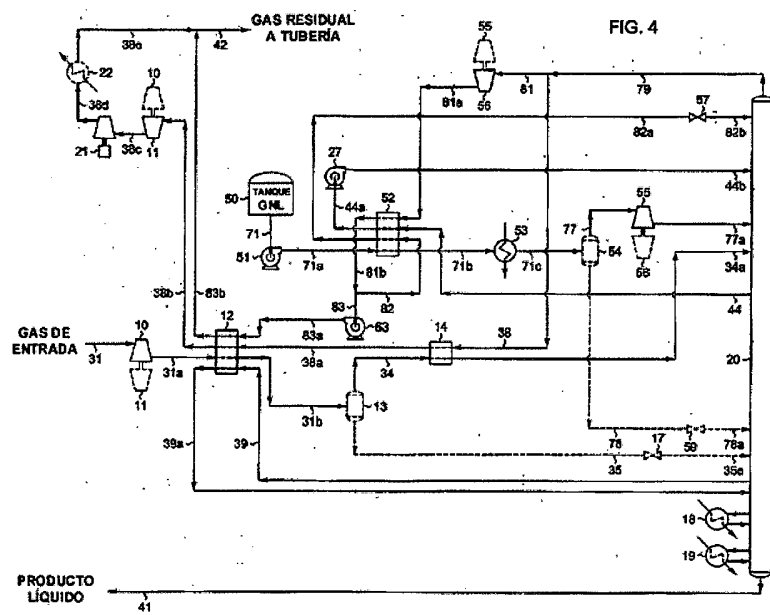
Se divulga un proceso para la recuperación de hidrocarburos más pesados de una corriente de gas natural licuado (GNL) y una corriente de gas de hidrocarburo. La corriente de alimentación de GNL se calienta para evaporar al menos una parte de esta, después se expande y se proporciona a una columna de fraccionamiento en una primera posición de alimentación de columna media. La corriente de gas se expande y se enfría, después se proporciona a la columna en una segunda posición de columna media. La corriente de vapor de destilación se retira de la columna de fraccionamiento por debajo de las posiciones de alimentación de columna media y se dirige en relación de intercambio de calor con la corriente de alimentación de GNL, lo que enfría la corriente de vapor de destilación mientras proporciona al menos una parte del calentamiento de la corriente de alimentación de GNL. La corriente de vapor de destilación se enfría suficientemente como para condensar al menos una parte de esta y de ese modo se forma una primera corriente condensada. Al menos una porción de la primera corriente condensada se dirige a la columna de fraccionamiento en una posición de alimentación de columna media superior.

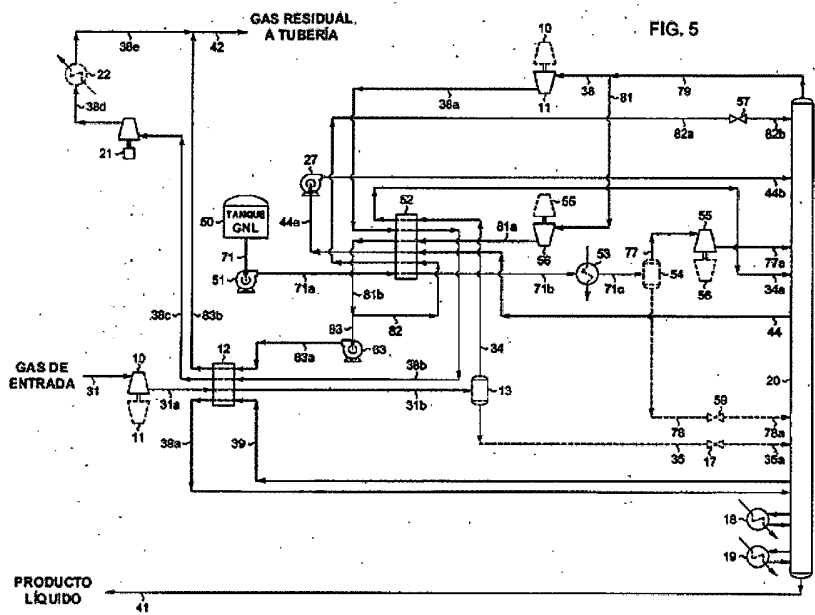
FIG. 1

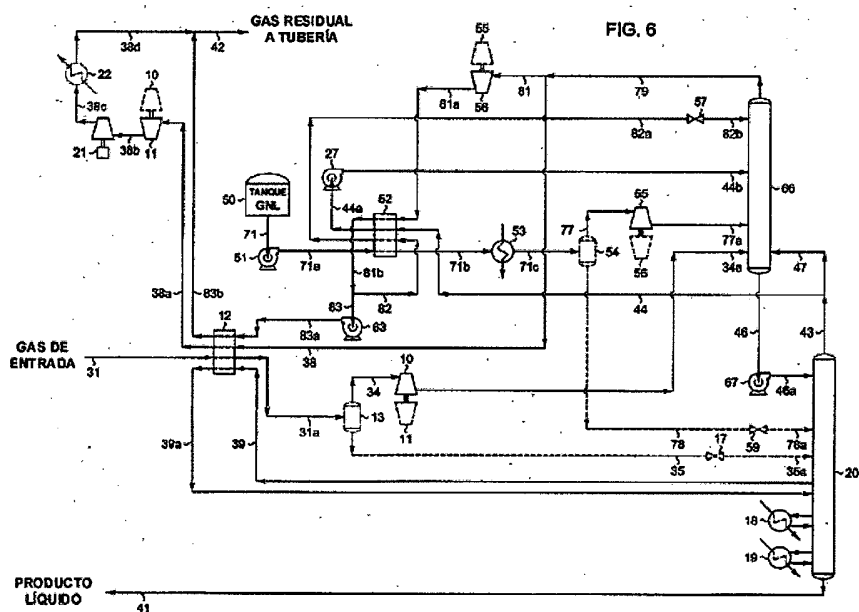


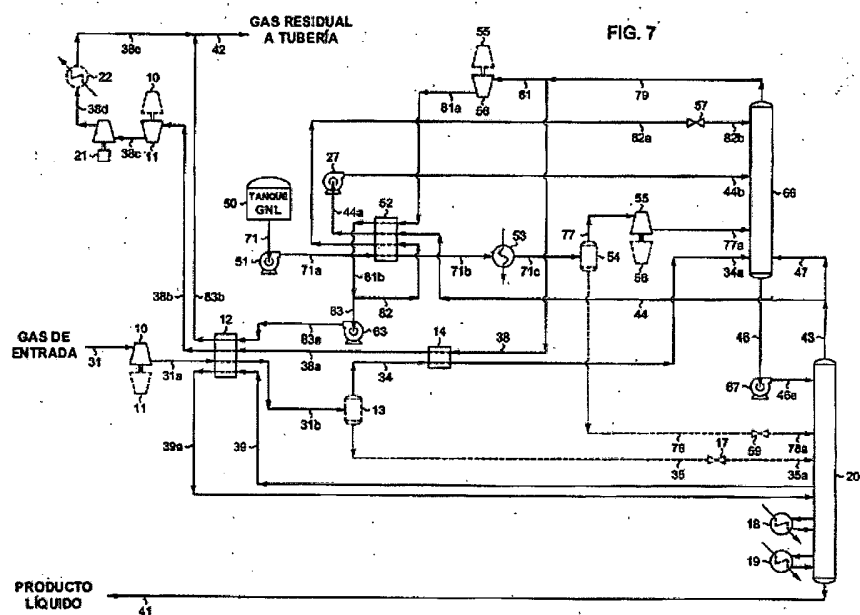


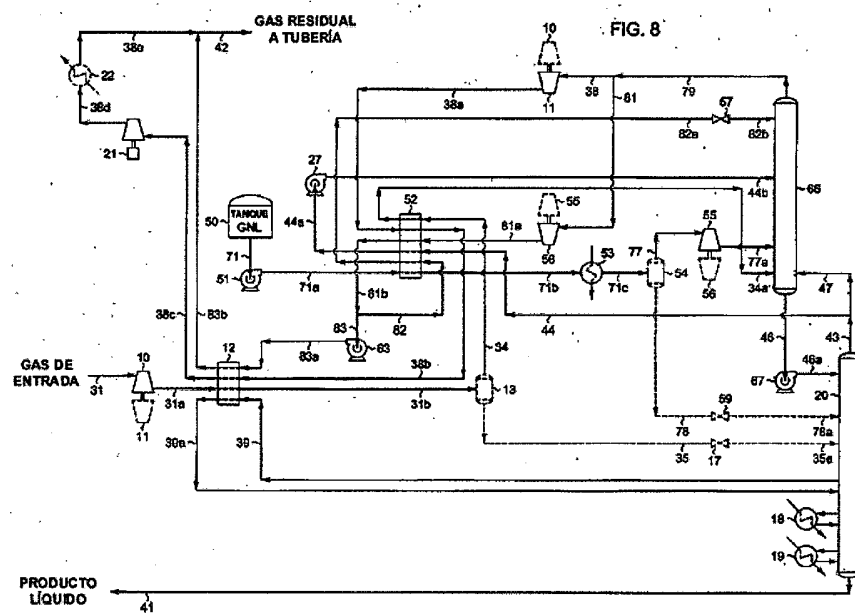












8/8

Brigard & Castro
BOGOTÁ - COLOMBIA

PODER

El Suscrito

En calidad de
Representante Legal de:

DIRECCIÓN:

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

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

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

Otorgado y firmado en

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

Firma.....

Nombre.....

Cargo.....

POWER OF ATTORNEY

The Undersigned:

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

Hereby appoint JUAN PABLO CADENA SARMIENTO and/or MARTIN EDUARDO TORRES CARDOZO, of Bogotá, Colombia, my (our) true and lawful attorneys with special, ample and sufficient power to obtain from the Colombian administrative, judicial and police offices and authorities, in any instance, privileges of patents of invention, registration of trademarks, slogans, industrial designs and utility models; registration of commercial names and emblems, registration of copyright and contracts related thereto, certificates of 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; 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 authorize to file applications, formulate descriptions, amendments, protest, declarations, oppositions, cancellations, nullities, appeals and claims; 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 values, giving the respective release of receipt, and, in general, to take before said authorities the necessary steps to such effect, and any measures that they may deem pertinent to the safeguard of my (our) interest(s) with all the other necessary legal powers.

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

Granted and signed in

This 21st day of July of 2011

Signature.....

Name.....

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

CERTIFICADO NOTARIAL (SOCIEDAD)

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

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

De

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

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

Estado de.....

con fecha.....

y que quien confiere el presente poder es su representante.

Notario Público (sello)

NOTARIAL CERTIFICATE (CORPORATION)

On this 21st day of July of 2011

Personally appeared before me

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

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

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

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

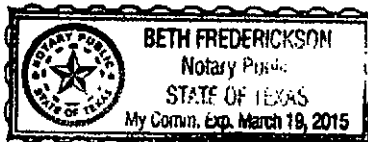
State of Texas

under date of 21, July, 2011

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

Beth Frederickson

Public Notary (Seal)





The State of Texas

Secretary of State

Requested for use in COLOMBIA

Not for use within the United States of America

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

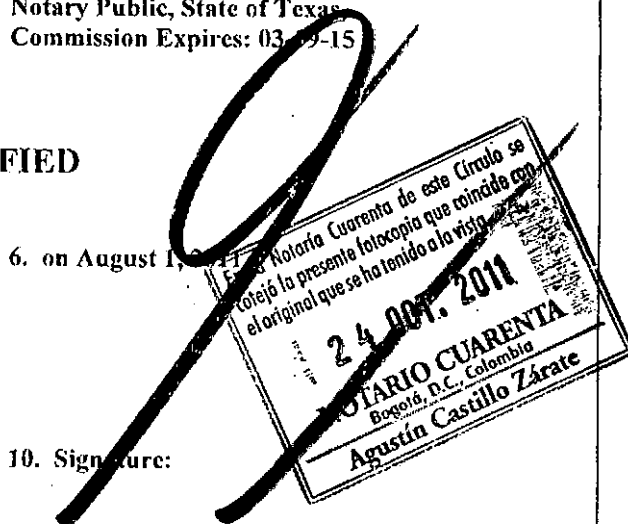
APOSTILLE

(Convention de La Haye du 5 Octobre 1961)

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

CERTIFIED

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



Hope Andrade

Hope Andrade
Secretary of State

ST/ac

TRADUCCIÓN OFICIAL No. 11/287 de un documento escrito en inglés, el cual para su identificación se sella con el sello del traductor al tiempo con la presente. Esta traducción ha sido preparada por Juan Pablo 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
JUAN PABLO PIEDRAHITA AGUILERA
TRADUCTOR E INTÉRPRETE OFICIAL
RES. 718 DE MAYO 2003
DEL MIN. INTERIOR Y DE JUSTICIA



76

(Firmado) Beth Frederickson

Notario Público (sello)

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



(Sello Pre-impreso del Estado de Texas)

El Estado de Texas

Secretario de Estado

Solicitada para uso en COLOMBIA

No para uso dentro de los Estados Unidos de América.

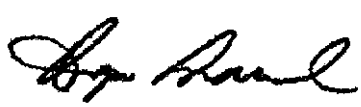
Esta Apostilla solo certifica la firma, la calidad del firmante y el sello o la estampilla que lleva. No certifica el contenido del documento para el cual se expidió.

APOSTILLA

(Convención de la Haya de Octubre 5 de 1961)

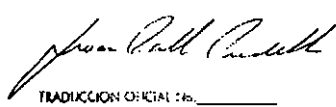
1. País: Estados Unidos de América
Este documento público
 2. Ha sido firmado por BETH FREDERICKSON
 3. Obrando en calidad de Notario Público, Estado de Texas
 4. Lleva el sello/estampilla de BETH FREDERICKSON, Notario Público
Estado de Texas, Comisión vence 03-19-15
- CERTIFICADA
5. En Austin, Texas
 6. Hoy agosto 1, 2011
 7. Por el Secretario de Estado de Texas
 8. Certificado Número **N-810074**



9.	(Sello) (Sello Pre-impreso del Estado de Texas)
10.	(Firma) 
	(Firmado) Hope Andrade, Secretario de Estado
	ST/ac

ES TRADUCCIÓN FIEL Y COMPLETA de la cual se deja copia en los archivos de esta oficina para su confrontación y a la cual me remito.
Bogotá, Septiembre 19, 2011.

504 PALABRAS


TRADUCCIÓN OFICIAL DEL
JUAN PABLO PIEDRAHÍTA AGUIRRA
TRADUCTOR E INTERPRETE OFICIAL
RES. 719 DE MAYO 2003
DEL MIN. INTERIOR Y DE JUSTICIA
Correo electrónico: juan.pablo.piedrahita@gmail.com

3

En la Notaría Cuarenta de este Circuito se
cotejó la presente fotocopia que coincide con
el original que se ha tenido a la vista.
24 OCT. 2011
NOTARIO CUARENTA
Bogotá, D.C., Colombia
Agustín Castillo Zárate

SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO



No. 11-160751- -00000-0000

Fecha: 2011-11-23 16:58:20 Dep. 2020 DIR.NUEVASCR
Tra. 11 PATENTEIYII Eve: 378 FASENACIONALI
Act. 411 PRESENTACION Folios: 77

LISTA DE CHEQUEO
ADMISIÓN A TRÁMITE - NUEVAS CREACIONES

SUPERINTENDENCIA

PATENTE DE INVENCION ☐

MODELO DE UTILIDAD ☐

Art 33 Decisión 486/00

☐	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 ☐