



SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO

No. 11-157974- -00000-0000

Fecha: 2011-11-18 17:11:24
Tra. 11 PATENTEIYII
Act. 411 PRESENTACION

Dep. 2020 DIR.NUEVASCR
Eve: 378 FASENACIONALI
Folios: 81

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. _____



Industria y Comercio
SUPERINTENDENCIA

SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO



No. 11-157974- -00000-0000

Fecha: 2011-11-18 17:11:24 Dep. 2020 DIR NUEVASCR
Tra. 11 PATENTEIYII Eve: 378 FASENACIONAL
Act. 411 PRESENTACION Folios: 81

5n

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 57492

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

4

INVENTOR (ES)
(72)Nombre: **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/US2010/034733

Fecha:

13.05.2010

Publicación Internacional No

WO 2010/132679 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

12/466,669

9 Comprobante de pago No. 11-102892, 11-87861, 11-90599, 11-90600Fecha 18.11.2001

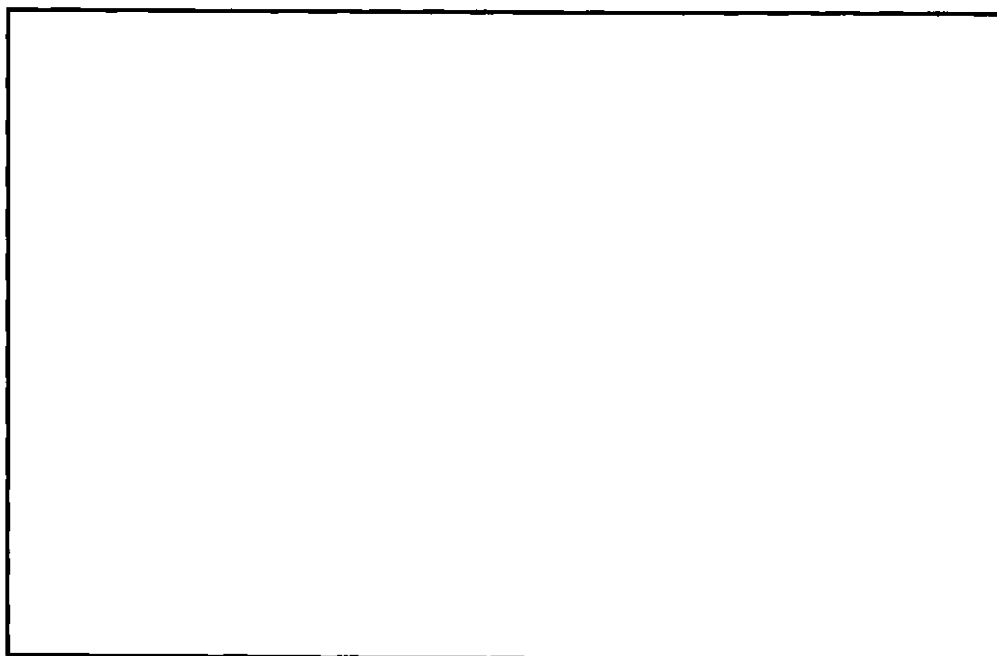
Instrucciones para el diligenciamiento del presente formulario, ver reverso de esta página.

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 \$ 648.000 (24*\$27.000).

11 FIGURA CARACTERÍSTICA:



12 Solicito la concesión de la patente,

NOMBRE: JUAN PABLO CADENA SARMIENTOFIRMA: *Juan Pablo Cadena*

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

As. 118.694³

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

 Industria y Comercio SUPERINTENDENCIA	RECIBO DE CAJA	No. 11 - 102892
		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. UNDITARIO	Vr. CONCEPTO
1 50005-01-01 SOLICITUDES	7 TRAMITES DE SOL. DE DISENOS INDUSTRIALES	571.000.00	571.000.00
			\$571.000.00
=====			

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

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

SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO

No. 11-157974-00000-0000
Fecha: 2011-11-18 17:11:24 Dep. 2020 DIR.NUEVASOR
Tra. 11 PATENTEIYII Eve: 378 FASENACIONALI
Act. 411 PRESENTACION Folios: 81

AS. 118.694⁴

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

Industria y Comercio
SUPERINTENDENCIA

RECIBO DE CAJA

No. 11 - 0087861

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	540.000.00	540.000.00
				\$540.000.00
=====				

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

Responsable: _____

Recibo de Caja Aplicado al Expediente No. _____

SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO



No. 11-157974- 00000-0000

Fecha: 2011-11-18 17:11:24 Dep. 2020 DIR.NUEVASCR
Tra. 11 PATENTEIYII Eve: 378 FASENACIONALI
Act. 411 PRESENTACION Folios: 81

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

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

Septiembre 7 de 2011 - 17:00:21

AS. 118.694 9

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

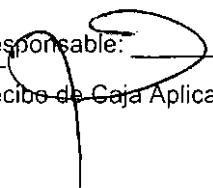
 Industria y Comercio SUPERINTENDENCIA	RECIBO DE CAJA	No. 11 - 0090599
		Bogotá D.C., Septiembre 14 de 2011 - 16:23:58

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	411762595	14/09/2011	36.617.000.00

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

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

Responsable: 
Recibo de Caja Aplicado al Expediente No. _____

SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO

No. 11-157974- -00000-0000
Fecha: 2011-11-18 17:11:24 Dep. 2020 DIR.NUEVASCR
Tra. 11 PATENTEIYII Eve: 378 FASENACIONALI
Act. 411 PRESENTACION Folios: 81

As. 1186946

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

 Industria y Comercio SUPERINTENDENCIA	RECIBO DE CAJA	No. 11 - 0090600
		Bogotá D.C., Septiembre 14 de 2011 - 16:23:58

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	411762595	14/09/2011	36.617.000.00

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

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

Responsable: [Signature]
Recibo de Caja Aplicado al Expediente No. _____

SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO

No. 11-157974- -00000-0000
Fecha: 2011-11-18 17:11:24 Dep. 2020 DIR.NUEVASCR
Tra. 11 PATENTEIYII Eve: 378 FASENACIONALI
Act. 411 PRESENTACION Folios: 81

(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)(10) International Publication Number
WO 2010/132679 A1(51) International Patent Classification:
F25J 3/00 (2006.01)(21) International Application Number:
PCT/US2010/034733(22) International Filing Date:
13 May 2010 (13.05.2010)

(25) Filing Language: English

(26) Publication Language: English

(30) Priority Data:
12/466,669 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).

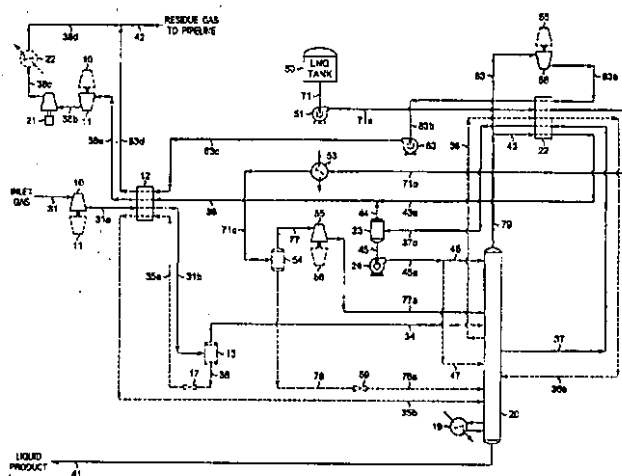
(72) Inventors; and

(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) Agent: RUSSO, Alicia, A.; 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 position 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 at least a part of it, forming a condensed stream. At least a portion of the condensed stream is directed to the fractionation column as its top feed.

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 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_3 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, podía utilizarse la solicitud pendiente no. 12/060,362 del cesionario para recuperar componentes de C_3 y componentes de hidrocarburos más pesados en las plantas que procesan el GNL, mientras que se ha utilizado la patente de los Estados Unidos No. 5,799,507 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 solicitud pendiente no. 12/060,362 del cesionario con ciertas características de la patente de los Estados Unidos No. 5,799,507 del cesionario, pueden alcanzarse niveles extremadamente altos de recuperación del componente de C_3 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 solicitud pendiente no. 12/060,362 y la patente de los Estados Unidos No. 5,799,507 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_3+ 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 vapor residual fría 38. La corriente enfriada 31a ingresa en el separador 13 a -60°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 450 psia [3.101 kPa(a)]) de la torre de fraccionamiento 20. La corriente expandida 35a que deja la válvula de expansión 17 alcanza una temperatura de -67°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 a la presión de funcionamiento de la torre, con la expansión de trabajo que enfría la corriente expandida 34a a

una temperatura de aproximadamente -71°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 calentada de vapor residual (corriente 38a), por ejemplo. La corriente expandida 34a se proporciona a la torre de fraccionamiento 20 en un segundo punto de alimentación de columna media.

El desetanizador 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 uno o más 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, componentes C_2 o de los componentes más livianos. La corriente de producto líquido 41 sale de la parte inferior de la torre a 99°C , basada en una especificación típica de una relación de etano a propano 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 -66°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 desetanizador 20 y la corriente 46a posteriormente se proporciona como alimento de columna superior frío (reflujo) al desetanizador 20. Este reflujo de líquido frío absorbe y condensa los componentes de C_3 y componentes de hidrocarburo más pesados de vapores que suben en la sección superior del desetanizador 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 vapor residual fría 38 a -67°C . La corriente de vapor residual 38 pasa concurrentemente al intercambiador de calor 12 donde se calienta a 21°C (corriente 38a). La corriente de vapor residual 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 38b a presión de línea de distribución (corriente 38c). Después de enfriar a 52°C en el enfriador de descarga 22, la corriente 38d 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 8°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 vapor residual 38d 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	34.289	1.744	313	45	37.216
35	8.256	3.304	2.659	1.613	15.929
43	49.015	5.747	20	0	55.843
44	6.470	758	3	0	7.371
45	0	0	0	0	0
46	6.470	758	3	0	7.371
47	42.545	4.989	17	0	48.472
38	42.545	4.989	17	0	48.472
71	40.293	2.642	491	3	43.689
72	31.429	2.061	383	2	34.077
73	8.864	581	108	1	9.612
42	82.838	7.631	508	3	92.161
41	0	59	2.955	1.658	4.673

<u>Recuperación*</u>			
Propano	85,83%		
Butanos+	99,83%		
<u>Energía</u>			
Bomba de alimentación de GNL	3.561 HP	[5.854 kW]	
Bomba de reflujo	21 HP	[35 kW]	
Compresor de gas de residual	21.779 HP	[35.804 kW]	
Total	25.361 HP	[41.693 kW]	
<u>Calor para todo uso de bajo nivel</u>			
Calentador de GNL	48.190 MBTU/Hr	[31.128 kW]	
<u>Calor para todo uso de alto nivel</u>			
Calderín desmetanizador	108.000 MBTU/Hr	[69.762 kW]	
<u>Energía específica</u>			
HP-Hr / Lb. mol	5,427		
[kW-Hr / kg mol]		[8,922]	
* (Basada en velocidades de flujo no redondeadas)			

Las recuperaciones descritas en la tabla I se calculan con relación a las cantidades totales de 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 (99,42% 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_3+ del GNL y gas natural de conformidad con la solicitud pendiente no. 12/060,362 y la patente de los Estados Unidos No. 5,799,507 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 para elevar la presión del GNL a 1364 psia [9.404 kPa(a)]. El GNL de presión elevada (corriente 71a) a continuación fluye a través del intercambiador de calor 52 donde se calienta de -152°C a -45°C (corriente 71b) mediante intercambio de calor con la corriente de vapor comprimida 83a del precompresor 56 y la corriente de vapor de destilación 73. La corriente calentada y evaporada 71b ingresa en la máquina de expansión de trabajo 55 en la cual la energía mecánica se extrae mientras que el vapor se expande de forma sustancialmente isentrópica a una presión de aproximadamente 455 psia [3.135 kPa(a)] (la presión de funcionamiento de la columna de fraccionamiento 62). La expansión de trabajo enfría la corriente expandida 71c a una temperatura de aproximadamente -86°C , antes de proporcionarse a la columna de fraccionamiento 62 en el punto de alimentación de columna media superior.

La corriente expandida 71c ingresa en la columna de fraccionamiento 62 en la región inferior de la sección de absorción de la columna de fraccionamiento 62. La porción líquida de la corriente 71c se mezcla con los líquidos que caen de la sección de absorción y el líquido combinado baja hasta la sección de extracción del desetanizador 62 (que incluye el calderín 61). La porción de vapor de la corriente expandida 71c sube por

la sección de absorción y entra en contacto con el líquido frío que cae para condensar y absorber los componentes de C_3 y los componentes más pesados.

La corriente líquida de destilación 72 se retira de la región inferior de la sección de absorción del desetanizador 62 y se dirige al intercambiador de calor 52. La corriente líquida de destilación se calienta de -85°C a -45°C , lo que evapora parcialmente la corriente 72a antes de devolverla como alimento de columna media inferior al desetanizador 62, en la región media de la sección de extracción.

Una porción del vapor de destilación (corriente 73) se retira de la región superior de la sección de extracción del desetanizador 62 a -43°C . Esta corriente a continuación se enfría y se condensa parcialmente (corriente 73a) en el intercambiador 52 mediante intercambio de calor con la corriente de GNL 71a y la corriente líquida de destilación 72 como se describe anteriormente. La corriente parcialmente condensada 73a fluye al separador de reflujo 64 a -76°C . La presión de funcionamiento del separador de reflujo 64 (452 psia [3.113 kPa(a)]) es levemente inferior a la presión de funcionamiento del desetanizador 62 para proporcionar la fuerza impulsora que hace que la corriente de vapor de destilación 73 fluya por el intercambiador de calor 52 y hacia el separador de reflujo 64, donde el líquido condensado (corriente 75) se separa del vapor sin condensar (corriente 74).

La corriente líquida 75 del separador de reflujo 64 se bombea mediante la bomba 65 a una presión apenas por encima de la presión de funcionamiento del desetanizador 62 y la corriente bombeada 75a a continuación se divide en dos porciones. Una porción, corriente 76, se proporciona como alimento de columna superior (reflujo) al desetanizador 62. Este reflujo de líquido frío absorbe y condensa los componentes de C_3 y los componentes más pesados que suben en la sección de rectificación superior de la sección de absorción del desetanizador 62. La otra porción, corriente 77, se proporciona al desetanizador 62 en una posición de alimentación de columna media ubicada en la región superior de la sección de extracción en sustancialmente la misma región de donde se retira la corriente de vapor de destilación 73, para proporcionar la rectificación parcial de la corriente 73. El vapor de la parte superior del desetanizador (corriente 79) sale de la parte superior del desetanizador

62 a -76°C y se combina con el vapor sin condensar (corriente 74) para formar una corriente de vapor frío 83 a -76°C . La corriente de producto líquido 80 sale de la parte inferior de la torre a 79°C , basada en una especificación típica de una relación de etano a propano de 0,020:1 en una base molar en el producto final.

La corriente de vapor fría 83 fluye al compresor 56 accionado por la máquina de expansión 55 para aumentar la presión de la corriente 83a suficientemente como para que se condense totalmente en el intercambiador de calor 52. La corriente 83a sale del compresor a -50°C y 669 psia [4.611 kPa(a)] y se enfría a -81°C (corriente 83b) mediante intercambio de calor con la corriente de alimentación de GNL de presión elevada 71a y la corriente líquida de destilación 72 como se explica anteriormente. La corriente condensada 83b se bombea mediante la bomba 63 a una presión apenas por encima de la presión de impulsión del gas de distribución para la posterior evaporación en los intercambiadores de calor 23 y 12, lo que calienta la corriente 83c de -70°C a 4°C como se describe en el párrafo de página 3, línea 17 a página 4, línea 8 y el párrafo de página 6, línea 8 a 12 a continuación para producir la corriente de GNL magro templada 83e.

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 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 83d) a -49°C , la corriente fría de vapor residual 38 y los líquidos del separador (corriente 35a). La corriente enfriada 31a ingresa en el separador 13 a -46°C y 584 psia [4.027 kPa(a)] donde el vapor (corriente 34) se separa del líquido condensado (corriente 35).

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 presión elevada. La máquina 10 expande el vapor de forma sustancialmente isentrópica a la presión de funcionamiento de la torre de fraccionamiento 20 (aproximadamente 441 psia [3.039 kPa(a)]) y la expansión de trabajo enfría la corriente expandida 34a a una temperatura de aproximadamente -58°C . La corriente expandida parcialmente condensada 34a se proporciona a continuación como

alimento a la torre de fraccionamiento 20 en un punto de alimentación de columna media superior. La porción líquida de la corriente 34a se mezcla con los líquidos que caen de la sección de absorción y el líquido combinado baja hasta la sección de extracción del desetanizador 20 (que incluye el calderín 19). La porción de vapor de la corriente expandida 34a sube por la sección de absorción y entra en contacto con el líquido frío que cae para condensar y absorber los componentes de C_3 y los componentes más pesados.

La corriente líquida 35 se expande instantáneamente mediante un dispositivo de expansión adecuado, como la válvula de expansión 17, a apenas por encima de 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 -52°C antes de proporcionar enfriamiento al gas de alimentación que entra en el intercambiador de calor 12 como se describe anteriormente. La corriente calentada 35b a 28°C a continuación ingresa en la torre de fraccionamiento 20 en un punto de alimentación de columna media inferior para que se extraiga su metano y los componentes de C_2 .

La corriente líquida de destilación 36 se retira de la región inferior de la sección de absorción en el desetanizador 20 y se dirige al intercambiador de calor 23. La corriente líquida de destilación se calienta de -66°C a -24°C , lo que evapora parcialmente la corriente 36a antes de que se devuelva como alimento de columna media inferior al desetanizador 20, en la región media de la sección de extracción.

Una parte del vapor de destilación (corriente 37) se retira de la región superior de la sección de extracción del desetanizador 20 a -23°C . Esta corriente se enfría y condensa parcialmente (corriente 37a) en el intercambiador 23 mediante intercambio de calor con una corriente fría y magra de GNL 83c y con la corriente de líquido de destilación 36 como se describe anteriormente. La corriente parcialmente condensada 37a fluye hacia el separador de reflujo 24 a -65°C . La presión de operación del separador de reflujo 24 (437 psia [3,012 kPa(a)]) es ligeramente inferior a la presión de operación del desetanizador 20 para proporcionar el impulso que hace que la corriente de vapor de destilación 37 fluya por el intercambiador de calor 23 y en el separador de reflujo 24, donde el líquido

condensado (corriente **45**) se separa del vapor sin condensar (corriente **44**).

La corriente líquida **45** del separador de reflujo **24** se bombea mediante la bomba **25** a una presión ligeramente superior a la presión de operación del desetanizador **20**, y la corriente bombeada **45a** se separa en dos porciones. Una porción, la corriente **46**, se suministra como alimentación de columna superior (reflujo) al desetanizador **20**. Este líquido de reflujo frío absorbe y condensa los componentes C_3 y los componentes más pesados que suben en la región de rectificación superior de la sección de absorción del desetanizador **20**. La otra porción, corriente **47**, se suministra al desetanizador **20** en una posición de alimentación de columna media ubicada en la región superior de la sección de extracción en la misma región sustancialmente en la que se retira la corriente de vapor de destilación **37**, para proporcionar rectificación parcial de la corriente **37**.

El vapor superior del desetanizador (corriente **43**) sale de la parte superior del desetanizador **20** a -67°C y se dirige al intercambiador de calor **23** para proporcionar enfriamiento a la corriente de vapor de destilación **36** como se describe anteriormente. La corriente de vapor superior calentada **43a** a -49°C se combina con el vapor sin condensar (corriente **44**) para formar la corriente de vapor residual fría **38** a -50°C . La corriente de producto líquido **40** sale del fondo de la torre a 98°C , en base a la especificación típica de una relación de etano/propano de 0,020:1 sobre base molar en el producto del fondo.

La corriente de vapor residual **38** pasa en dirección opuesta a la corriente de gas de entrada **31** en el intercambiador de calor **12** donde se calienta a -13°C (corriente **38a**). La corriente de vapor residual caliente se 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**). Después del enfriamiento a 52°C en el enfriador de descarga **22**, la corriente **38d** se combina con la corriente de GNL magro templada **83e** 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.

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]

Corriente	Metano	Etano	Propano	Butanos+	Total
31	42.545	5.048	2.972	1.658	53.145
34	38.351	2.820	686	114	42.843
35	4.194	2.228	2.286	1.544	10.302
36	4.651	4.420	792	114	10.037
37	12.894	11.068	217	1	24.339
44	3.255	403	2	0	3.705
45	9.639	10.665	215	1	20.634
46	5.591	6.186	125	1	11.968
47	4.048	4.479	90	0	8.666
43	39.290	4.586	19	0	44.771
38	42.545	4.989	21	0	48.476
40	0	59	2.951	1.658	4.669
71	40.293	2.642	491	3	43.689
72	11.740	2.966	264	1	15.000
73	31.079	10.631	59	0	41.835
74	14.983	991	1	0	16.023
75	16.096	9.640	58	0	25.812
76	8.048	4.820	29	0	12.906
77	8.048	4.820	29	0	12.906
79	25.310	1.641	3	0	27.166
83	40.293	2.632	4	0	43.189
80	0	10	487	3	500
42	82.838	7.621	25	0	91.665
41	0	69	3.438	1.661	5.169

Recuperación *

Propano	99.29%
Butanos+	100.00%

Energía

Bomba de alimentación de GNL	3.552	HP	[5.839	kW]
Bomba de producto de GNL	2.766	HP	[4.547	kW]
Bomba de reflujo 25	80	HP	[132	kW]
Bomba de reflujo 63	96	HP	[158	kW]
Compresor de gas de residual	22.801	HP	[37.485	kW]
Total	29.295	HP	[48.161	kW]
<u>High Level Utility Heat</u>				
Calderín de desetanización 19	57.670	MBTU/Hr	[37.252	kW]
Calderín de desetanización 61	99.590	MBTU/Hr	[64.330	kW]

Total	157.26 0	MBTU/Hr	[101.58 2 kW]
<u>Energía específica</u>			
HP-Hr / Lb. Mol	5,667		
[kW-Hr / kg mol]			[9,317]
* (Basada en velocidades de flujo sin redondear)			

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 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 propano mejora de un 85,33% a un 99,29% y la recuperación de butanos+ mejora de un 99,83% a un 100,00%. La eficacia de proceso de los procesos de la figura 2 levemente más baja, pero de aproximadamente 4% 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 -31°C en el intercambiador de calor 23 mediante el enfriamiento de la segunda porción de vapor superior 83a comprimida (como se describe en detalle en el párrafo [0054]) a -41°C y la corriente de vapor de destilación 37. 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 23 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, velocidad de flujo de gas de entrada, el tamaño del intercambiador de calor, las temperaturas de corriente, etc.).

La corriente calentada 71c ingresa en el separador 54 a -24°C y 1339 psia [9.232 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 (455 psia [3.135 kPa(a)]) y la expansión de trabajo enfría la corriente expandida 77a a una temperatura de aproximadamente -76°C . El trabajo recuperado a menudo se utiliza para accionar un compresor centrífugo (como el ítem 56) que puede utilizarse para comprimir nuevamente la segunda porción del vapor de la parte superior (corriente 83), 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 83c) a -68°C , la corriente fría de vapor residual 38 a -47°C y los líquidos separadores (corriente 35a). 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 servicio de enfriamiento indicado dependerá de varios factores que incluyen, a modo no taxativo, la velocidad de flujo de GNL de entrada, la velocidad de flujo del gas de entrada, el tamaño del intercambiador de calor, las temperaturas de corriente, etc.). La corriente enfriada 31a ingresa el separador 13 a -59°C y 584 psia [4,027 kPa(a)] donde el vapor (corriente 34) se separa del líquido condensado (corriente 35).

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 -70°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 vapor residual calentada (corriente 38a) por ejemplo. La corriente expandida parcialmente condensada 34b se proporciona a la torre de fraccionamiento 20 en un segundo punto de alimentación de columna media inferior.

La corriente líquida 35 se expandió de manera ultrarrápida a través de un dispositivo de expansión adecuado, como una válvula de expansión 17, a una presión ligeramente superior a la presión de funcionamiento de la torre de fraccionamiento 20. La corriente expandida 35a que sale de la válvula de expansión 17 alcanza una temperatura de -65°C antes de proporcionar enfriamiento al gas de alimentación que entra en el intercambiador de calor 12 como se describe anteriormente. La corriente 35b calentada a 27°C ingresa en la torre de fraccionamiento 20 en un segundo punto de

alimentación de media columna inferior para extraer el metano y los componentes de C_2 .

El desetanizador 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 los componentes C_3 y los componentes más pesados; la sección de extracción (desetanización) 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 desetanización asimismo incluye uno o más calderines (como 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 98°C , basada en una especificación típica de una relación de etano a propano de 0,020:1 en una base molar en el producto final.

Las corrientes expandidas parcialmente condensadas 77a y 34a se proporcionan a la torre de fraccionamiento 20 en la región inferior de la sección de absorción 20a. Las porciones líquidas de la corriente 77a y la corriente 34a se mezclan con los líquidos que caen de la sección de absorción 20a y el líquido combinado baja hacia la sección de extracción 20b del desetanizador 20. Las porciones de vapor de la corriente expandida 77a y la corriente expandida 34a sube por la sección de absorción 20a y entra en contacto con el líquido frío que cae para condensar y absorber los componentes de C_3 y los componentes más pesados.

La corriente líquida de destilación 36 se retira de la región inferior de la sección de absorción 20a en el desetanizador 20 y se dirige al intercambiador de calor 23. La corriente líquida de destilación se calienta de -77°C a -31°C , lo que evapora parcialmente la corriente 36a antes de que se devuelva al desetanizador 20, en una tercera posición de

alimentación de columna media inferior en la región media de la sección de extracción 20b.

Una porción del vapor de destilación (corriente 37) se retira de la región superior de la sección de extracción 20b en el desetanizador 20 a -29°C . Esta corriente a continuación se enfría y se condensa parcialmente (corriente 37a) en el intercambiador 23 mediante intercambio de calor con la corriente de GNL fría 71a y la corriente líquida de destilación 36 como se describe anteriormente y con la primera porción de vapor frío de la parte superior 43. La corriente parcialmente condensada 37a fluye al separador de reflujo 24 a -66°C . La presión de funcionamiento del separador de reflujo 24 (452 psia [3.113 kPa(a)]) es levemente inferior a la presión de funcionamiento del desetanizador 20 para proporcionar la fuerza impulsora que hace que la corriente de vapor de destilación 37 fluya por el intercambiador de calor 23 y hacia el separador de reflujo 24, donde el líquido condensado (corriente 45) se separa del vapor sin condensar (corriente 44).

La corriente líquida 45 del separador de reflujo 24 se bombea mediante la bomba 25 a una presión apenas por encima de la presión de funcionamiento del desetanizador 20 y la corriente bombeada 45a a continuación se divide en dos porciones. Una porción, corriente 46, se proporciona como alimento de columna superior (reflujo) al desetanizador 20. Este reflujo de líquido frío absorbe y condensa los componentes de C_3 y los componentes más pesados que suben en la región de rectificación superior de la sección de absorción 20a del desetanizador 20. La otra porción, la corriente 47, se proporciona al desetanizador 20 en una posición de alimentación de columna media ubicada en la región superior de la sección de extracción 20b en sustancialmente la misma región de donde se retira la corriente de vapor de destilación 37, para proporcionar la rectificación parcial de la corriente 37.

El vapor de la parte superior del desetanizador (corriente 79) sale de la parte superior del desetanizador 20 a -71°C y se divide en dos porciones, la primera porción de vapor de la parte superior 43 y la segunda porción de vapor de la parte superior 83. La primera porción de vapor de la parte superior 43 se dirige hacia el intercambiador de calor 23 para proporcionar enfriamiento a la corriente de vapor de destilación 37 como se describe anteriormente. La primera porción de vapor de la parte superior calentada

43a a -31°C se combina con cualquier vapor sin condensar (corriente 44) para formar la corriente de vapor residual fría 38, que pasa en dirección opuesta a la corriente de gas de entrada 31 en el intercambiador de calor 12 donde se calienta a -31°C (corriente 38a). La corriente de vapor residual después se 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 vapor residual comprimida 38c de forma tal que cuando la temperatura resultante se mezcla con la corriente de GNL magro templada 83b sea suficientemente fría como para cumplir con los requisitos del gasoducto de distribución).

La segunda porción de vapor de la parte superior 83 fluye al compresor 56 accionado por la máquina de expansión 55, donde se comprime a 701 psia [4.833 kPa(a)] (corriente 83a). A esta presión, la corriente se condensa completamente al enfriarse a -78°C en el intercambiador de calor 23 como se describe anteriormente. El líquido condensado (corriente 83b) es la corriente de GNL magro rico en metano que se bombea mediante la bomba 63 a 1275 psia [8.791 kPa(a)] para la evaporación en el intercambiador de calor 12, lo que calienta la corriente 83c a -32°C como se describe anteriormente para producir la corriente de GNL magro templada 83d, que a continuación se combina con la corriente de vapor residual comprimida 38c/38d para formar el producto de gas residual (corriente 42). La corriente de gas residual 42 fluye hacia el gasoducto de distribución a -1°C y 1262 psia [8.701 kPa(a)], lo suficiente como 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	34.773	1.835	337	49	37.824
35	7.772	3.213	2.635	1.609	15.321

71	40.293	2.642	491	3	43.689
77	40.293	2.642	491	3	43.689
78	0	0	0	0	0
36	16.096	8.441	940	51	25.636
37	31.988	19.726	240	0	52.217
44	13.917	1.624	4	0	15.662
45	18.071	18.102	236	0	36.555
46	9.939	9.956	130	0	20.105
47	8.132	8.146	106	0	16.450
79	68.921	5.997	17	0	75.999
43	19.983	1.738	5	0	22.035
38	33.900	3.362	9	0	37.697
83	48.938	4.259	12	0	53.964
42	82.838	7.621	21	0	91.661
41	0	69	3.442	1.661	5.173

Recuperación*

Propano	99,41%
Butanos+	100,00%

Energía

Bomba de alimentación de GNL	3.552 HP	[5.839 kW]
Bomba de producto de GNL	3.332 HP	[5.478 kW]
Bomba de reflujo	140 HP	[230 kW]
Compresor de gas de residual	15.029 HP	[24.708 15,0 29]
Total	22.053 HP	[36.255 kW]

Calor para todo uso de bajo nivel

Calentador de alimento líquido	11.000 MBTU/Hr	[7.105 kW]
--------------------------------	----------------	-------------

Calor para todo uso de alto nivel

Recalentador desetanizador	74.410 MBTU/Hr	[48.065 kW]
----------------------------	----------------	--------------

Energía específica

HP-Hr / Lb. Mol	4.263	
[kW-Hr / kg mol]		[7.009]

* (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 propano de un 85,33% a un 99,41% 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 el proceso de la realización de la figura 3 de la presente invención es significativamente mejor que la eficacia del proceso de la figura 1 y permite obtener el mayor nivel de recuperación utilizando aproximadamente un 13% menos de energía. La ganancia en la eficacia de proceso se observa claramente en la disminución de la energía específica de 5,427 HP-Hr / Lb. Mol [8.922 kW-Hr / kg mol] para el proceso de la figura 1 a 4,263 HP-Hr / Lb. Mol [7,009 kW-Hr / kg mol] para la realización de la figura 3 de la presente invención, un aumento de más de un 21% en la eficacia de producción.

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 aproximadamente un 25% menos que para los procesos de la figura 2. Esto resulta en la disminución de la energía específica de 5,667 HP-Hr / Lb. Mol [9,317 kW-Hr / kg mol] para los procesos de la figura 2 a 4,263 HP-Hr / Lb. Mol [7,009 kW-Hr / kg mol] para la realización de la figura 3 de la presente invención, una mejora de casi un 25% en la eficacia de producción.

Existen seis 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 23 para generar una corriente de reflujo líquida (corriente 46) que contiene pocos de los componentes de C_3 y componentes de hidrocarburo más pesados que se recuperarán, lo que resulta en una rectificación eficaz en la sección de absorción 20a de la torre de fraccionamiento 20 y evita las limitaciones de equilibrio de dichos procesos anteriores de la técnica. En segundo lugar, la rectificación parcial de la corriente de vapor de destilación 37 mediante la corriente de reflujo 47 resulta en una corriente de reflujo superior 46 que consiste

predominantemente en metano líquido y componentes de C_2 y contiene muy pocos componentes de C_3 y componentes de hidrocarburo más pesados. Por consiguiente, casi el 100% de los componentes de C_3 y sustancialmente todos los componentes de hidrocarburo más pesados se recuperan en el producto líquido 41 que sale de la parte interior del desetanizador 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 segunda porción de la parte superior 83 a una presión lo suficientemente alta como para que pueda condensarse en el intercambiador 23 y después bombearse a la presión de impulsión del gasoducto. (El bombeo requiere mucha menos energía que la compresión).

Cuarto, la evaporación del alimento de GNL (con parte de la tarea de evaporación realizada por el calor para todo uso de bajo nivel en el intercambiador 53) significa un total menor de líquidos que alimentan la columna de fraccionamiento 20, de forma tal que se minimiza el calor para todo uso de alto nivel consumido por el calderín 19 para cumplir con la especificación para el producto líquido final del desetanizador. Quinto, el uso de la corriente de GNL magro frío 83c para proporcionar refrigeración "libre" a la corriente de gas de entrada 31 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. Sexto, 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 residual 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 $[-152^{\circ}\text{C}$ y 1364 psia [9.404 kPa(a)]] y se calienta -27°C en el intercambiador de calor 23 mediante el enfriamiento de la segunda porción de vapor de la parte superior comprimida 83a a -42°C y la corriente de vapor de destilación 37. 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 e ingresa en el separador 54 a -24°C y 1339 psia [9,232 kPa(a)] donde el vapor (corriente 77) se separa de cualquier líquido restante (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 (455 psia [3.135 kPa(a)]) y la expansión de trabajo enfría la corriente expandida 77a a una temperatura de aproximadamente -76°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 y fluye a 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 apenas por encima de la presión de funcionamiento de la torre con la expansión de trabajo que enfría la corriente expandida 31a a una temperatura de aproximadamente 38°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 83c) a -71°C, el vapor residual frío 38 a -37°C y los líquidos de separación (corriente 35a).

La corriente adicionalmente enfriada 31b ingresa en el separador 13 a -60°C y 458 psia [3.156 kPa(a)] donde el vapor (corriente 34) se separa del líquido condensado (corriente 35) y a continuación se proporciona 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 el intercambiador de calor 12 donde proporciona enfriamiento al gas de alimentación como se describe anteriormente. La corriente calentada 35b a 18°C a continuación ingresa la torre de fraccionamiento 20 en un segundo punto de alimentación de columna media inferior para que se extraiga su metano y los componentes de C₂.

La corriente líquida de destilación 36 se retira de la región inferior de la sección de absorción en el desetanizador 20 y se dirige al intercambiador de calor 23. La corriente líquida de destilación se calienta de -73°C a -27°C, lo que evapora parcialmente la corriente 36a antes de que se devuelva al desetanizador 20, en una tercera posición de alimentación de columna media inferior en la región media de la sección de extracción.

Una porción del vapor de destilación (corriente 37) se retira de la región superior de la sección de extracción del desetanizador 20 a -26°C. Esta corriente a continuación se enfría y se condensa parcialmente (corriente 37a) en el intercambiador 23 mediante intercambio de calor con la corriente de GNL fría 71a y la corriente líquida de destilación 36 como se describe anteriormente y con la primera porción de vapor fría de la parte superior 43. La corriente parcialmente condensada 37a fluye al separador de reflujo 24 a -64°C y 452 psia [3.113 kPa(a)] donde el líquido condensado (corriente 45) se separa del vapor sin condensar (corriente 44).

La corriente líquida 45 del separador de reflujo 24 se bombea mediante la bomba 25 a una presión apenas por encima de la presión de

funcionamiento del desetanizador 20 y la corriente bombeada 45a a continuación se divide en dos porciones. Una porción, corriente 46, se proporciona como alimento de columna superior (reflujo) al desetanizador 20. La otra porción, corriente 47, se proporciona al desetanizador 20 en una posición de alimentación de columna media ubicada en la región superior de la sección de extracción en sustancialmente la misma región de donde se retira la corriente de vapor de destilación 37.

La corriente líquida de la columna 41 sale de la parte inferior de la torre a 98°C, basada en una especificación típica de una relación de etano a propano de 0,020:1 en una base molar en el producto final. El vapor de la parte superior del desetanizador (corriente 79) sale de la parte superior del desetanizador 20 a -71°C y se divide en dos porciones, la primera porción de vapor de la parte superior 43 y la segunda porción de vapor de la parte superior 83. La primera porción de vapor de la parte superior 43 se dirige hacia el intercambiador de calor 23 para proporcionar enfriamiento a la corriente de vapor de destilación 37 como se describe anteriormente. La primera porción de vapor de la parte superior calentada 43a a -27°C se combina con cualquier vapor sin condensar (corriente 44) para formar la corriente de vapor residual fría 38, que pasa en dirección opuesta a la corriente de gas de entrada 31 en el intercambiador de calor 12 donde se calienta a -32°C (corriente 38a). La corriente de vapor residual después se 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).

La segunda porción de vapor de la parte superior 83 fluye al compresor 56 accionado por la máquina de expansión 55, donde se comprime a 686 psia [4.729 kPa(a)] (corriente 83a). A esta presión, la corriente se condensa completamente al enfriarse a -81°C en el intercambiador de calor 23 como se describe anteriormente. El líquido condensado (corriente 83b) es la corriente de GNL magro rico en metano que se bombea mediante la bomba 63 a 1275 psia [8.791 kPa(a)] para la evaporación en el intercambiador de calor 12, lo que calienta la corriente 83c a -33°C como se describe anteriormente para producir la corriente de GNL magro templada 83d, que a continuación se combina con la corriente de vapor

residual comprimida 38c/38d para formar el producto de gas residual (corriente 42). La corriente de gas residual 42 fluye hacia el gasoducto de distribución a -5°C y 1262 psia [8.701 kPa(a)], lo suficiente como 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]

<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	37.653	2.196	375	47	41.134
35	4.892	2.852	2.597	1.611	12.011
71	40.293	2.642	491	3	43.689
77	40.293	2.642	491	3	43.689
78	0	0	0	0	0
36	10.106	6.262	949	50	17.438
37	21.424	15.946	193	0	37.746
44	7.479	951	3	0	8.495
45	13.945	14.995	190	0	29.251
46	7.530	8.097	103	0	15.796
47	6.415	6.898	87	0	13.455
79	75.359	6.670	18	0	83.167
43	23.742	2.102	6	0	26.202
38	31.221	3.053	9	0	34.697
83	51.617	4.568	12	0	56.965
42	82.838	7.621	21	0	91.662
41	0	69	3.442	1.661	5.172

<u>Recuperación*</u>			
Propano	99,38%		
Butanos+	100,00		
	%		
<u>Energía</u>			
GNL Bomba de alimentación de	3.552	HP	[5.839 kW]
GNL Bomba de producto de	3.411	HP	[5.608 kW]
Bomba de reflujo	113	HP	[186 kW]
Compresor de gas de residual	11.336	HP	[18.636 kW]
Total	18.412	HP	[30.269 kW]
<u>Calor para todo uso de bajo nivel</u>			
Calentador de alimento líquido	5.400	MBTU/Hr	[3.488 kW]
<u>Calor para todo uso de alto nivel</u>			
Calderín de desetanización	80.800	MBTU/Hr	[52.193 kW]
<u>Energía específica</u>			
HP-Hr / Lb. Mol	3,560		
[kW-Hr / kg mol]			[5,852]
* (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 más de un 16%. No obstante, el calor para todo uso de alto nivel requerido para la realización de la figura 4 de la presente invención es algo mayor (menos de un 9%) que el de la necesaria para la realización de la figura 3 de la presente invención.

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 -27°C en el intercambiador de calor 23 mediante el enfriamiento de la segunda porción de vapor de la parte superior comprimida 83a a -41°C y la corriente de vapor de destilación 37. 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 e ingresa en el separador 54 a -24°C y 1339 psia [9,232 kPa(a)] donde el vapor (corriente 77) se separa de cualquier líquido restante (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 (455 psia [3.135 kPa(a)]) y la expansión de trabajo enfría la corriente expandida 77a a una temperatura de aproximadamente -74°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 y fluye a 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 apenas por encima de la presión de funcionamiento de la torre con la expansión de trabajo que enfría la corriente expandida 31a a una temperatura de aproximadamente 38°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 83c) a -68°C y los líquidos de separación (corriente 35a).

La corriente adicionalmente enfriada 31b ingresa en el separador 13 a -58°C y 458 psia [3.156 kPa(a)] donde el vapor (corriente 34) se separa del líquido condensado (corriente 35) y a continuación se proporciona 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 el intercambiador de calor 12 donde proporciona enfriamiento al gas de alimentación como se describe anteriormente. La corriente calentada 35b a 19°C a continuación ingresa la torre de fraccionamiento 20 en un segundo punto de alimentación de columna media inferior para que se extraiga su metano y los componentes de C_2 .

La corriente líquida de destilación 36 se retira de la región inferior de la sección de absorción en el desetanizador 20 y se dirige al intercambiador de calor 23. La corriente líquida de destilación se calienta de -71°C a -27°C , lo que evapora parcialmente la corriente 36a antes de que se devuelva al desetanizador 20, en una tercera posición de alimentación de columna media inferior en la región media de la sección de extracción.

Una porción del vapor de destilación (corriente 37) se retira de la región superior de la sección de extracción del desetanizador 20 a -25°C . Esta corriente a continuación se enfría y se condensa parcialmente (corriente 37a) en el intercambiador 23 mediante intercambio de calor con la corriente de GNL fría 71a y la corriente líquida de destilación 36 como se describe anteriormente y con la primera porción de vapor de la parte superior 43. La corriente parcialmente condensada 37a fluye al separador de reflujo 24 a -66°C y 452 psia [3.113 kPa(a)] donde el líquido condensado (corriente 45) se separa del vapor sin condensar (corriente 44).

La corriente líquida 45 del separador de reflujo 24 se bombea mediante la bomba 25 a una presión apenas por encima de la presión de funcionamiento del desetanizador 20 y la corriente bombeada 45a a continuación se divide en dos porciones. Una porción, corriente 46, se proporciona como alimento de columna superior (reflujo) al desetanizador 20. La otra porción, corriente 47, se proporciona al desetanizador 20 en una posición de alimentación de columna media ubicada en la región superior de la sección de extracción en sustancialmente la misma región de donde se retira la corriente de vapor de destilación 37.

La corriente líquida de la columna 41 sale de la parte inferior de la torre a 98°C, basada en una especificación típica de una relación de etano a propano de 0,020:1 en una base molar en el producto final. El vapor de la parte superior del desetanizador (corriente 79) sale de la parte superior del desetanizador 20 a -71°C y se divide en dos porciones, la primera porción de vapor de la parte superior 43 y la segunda porción de vapor de la parte superior 83. La primera porción de vapor de la parte superior 43 se dirige hacia el intercambiador de calor 23 para proporcionar enfriamiento a la corriente de vapor de destilación 37 como se describe anteriormente. La primera porción de vapor de la parte superior calentada 43a a -27°C se combina con cualquier vapor sin condensar (corriente 44) para formar la corriente de vapor residual fría 38 a -34°C, que se vuelve a comprimir parcialmente mediante el compresor 11 accionado por la máquina de expansión 10. Debido a la eficacia de la realización de la figura 5 de la presente invención, no es necesario que la corriente de vapor residual comprimida 38a proporcione ningún enfriamiento a la corriente de gas de entrada expandida 31a. Por el contrario, la corriente de vapor residual comprimida 38a pasa en dirección opuesta al GNL magro frío (corriente 83c) y a los líquidos del separador (corriente 35a) en el intercambiador de calor 12 como se describe anteriormente para enfriarse, de forma tal que se requiere menos energía para comprimir la corriente. La corriente de vapor residual enfriada 38b a -24°C a continuación ingresa en el compresor 21 accionado por una fuente de energía complementaria que comprime la corriente 38b a presión de línea de distribución (corriente 38c).

La segunda porción de vapor de la parte superior 83 fluye al compresor 56 accionado por la máquina de expansión 55, donde se comprime a 693 psia [4.781 kPa(a)] (corriente 83a). A esta presión, la corriente se condensa completamente al enfriarse a -78°C en el intercambiador de calor 23 como se describe anteriormente. El líquido condensado (corriente 83b) es la corriente de GNL magro rico en metano que se bombea mediante la bomba 63 a 1275 psia [8.791 kPa(a)] para la evaporación en el intercambiador de calor 12, lo que calienta la corriente 83c a -24°C como se describe anteriormente para producir la corriente de GNL magro templada 83d, que a continuación se combina con la corriente de vapor residual comprimida 38c/38d para formar el producto de gas residual

(corriente 42). La corriente de gas residual 42 fluye hacia el gasoducto de distribución a -5°C y 1262 psia [8.701 kPa(a)], lo suficiente como 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]					
<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	38.147	2.374	430	56	41.875
35	4.398	2.674	2.542	1.602	11.270
71	40.293	2.642	491	3	43.689
77	40.293	2.642	491	3	43.689
78	0	0	0	0	0
36	8.264	5.614	1.002	59	14.996
37	18.885	14.460	187	0	33.695
44	5.046	589	2	0	5.682
45	13.839	13.871	185	0	28.013
46	7.611	7.629	102	0	15.407
47	6.228	6.242	83	0	12.606
79	77.792	7.032	20	0	85.980
43	24.892	2.250	6	0	27.512
38	29.938	2.839	8	0	33.194
83	52.900	4.782	14	0	58.468
42	82.838	7.621	22	0	91.662
41	0	69	3.441	1.661	5.172

<u>Recuperación*</u>			
Propano	99,38%		
Butanos+	100,00		
	%		
<u>Energía</u>			
Bomba de alimentación de GNL	3.552	HP	[5.839 kW]
Bomba de producto de GNL	3.622	HP	[5.955 kW]
Bomba de reflujo	107	HP	[176 kW]
Compresor de gas de residual	9.544	HP	[15.690 kW]
Total	16.825	HP	[27,660 kW]
<u>Calor para todo uso de bajo nivel</u>			
Calentador de alimento líquido	10.000	MBTU/Hr	[6.459 kW]
<u>Calor para todo uso de alto nivel</u>			
Calderín de desetanización	80.220	MBTU/Hr	[51.818 kW]
<u>Energía específica</u>			
HP-Hr / Lb. Mol	3,253		
[kW-Hr / kg mol]			[5,348]
* (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 menos energía que las realizaciones de la figura 3 y la figura 4, lo que mejora la energía específica en más de un 23% que 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 algo mayor que el de la realización de la figura 3 (en aproximadamente un 8%). 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, la corriente vapor de destilación 37 se retira de la sección superior de la columna de extracción 20 se dirige al

intercambiador de calor 22 para generar reflujo complementario para la columna de absorción 66 y la columna de extracción 20. La bomba 67 se utiliza para dirigir los líquidos (corriente 36) de la parte inferior de la columna 66 al intercambiador de calor 22 para calentar y vaporizar parcialmente antes de alimentar a la columna de extracción 20 en posición de alimentación de columna media. La decisión de construir la torre de fraccionamiento como un único recipiente (como el desetanizador 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 desetanizador 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 líquido condensado (corriente 45) deja el separador de reflujo 24 y la totalidad o parte de la corriente 77a y la corriente 34a pueden combinarse (como en la tubería hacia el desetanizador) 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.

Como se describe anteriormente, la corriente de vapor de destilación 37 se condensa parcialmente y el condensado resultante se utiliza para absorber los componentes de C_3 y los componentes más pesados valiosos de los vapores en la corriente 77a y la corriente 34a. No obstante, la presente invención no se limita a esta realización. Puede resultar ventajoso, por ejemplo, tratar únicamente una porción de estos vapores de esta forma o utilizar únicamente una porción del condensado como absorbente, en los casos donde otras consideraciones de diseño indican porciones de vapores o del condensado se debe evitar la sección de absorción del desetanizador.

Asimismo se reconocerá que la cantidad relativa de alimento encontrada en cada rama del líquido condensado contenido en la corriente 45a que se

divide entre los dos alimentos de columna en las figuras 3 a 8 dependerá de varios factores, que incluyen la presión del GNL, la presión de gas de entrada, la composición de la corriente de GNL, la composición de gas de entrada, y los niveles de recuperación deseados. Generalmente no se puede predecir la división óptima sin evaluar las circunstancias particulares para una aplicación específica de la presente invención. Puede ser deseable en algunos casos dirigir toda la corriente de reflujo 45a a la parte superior de la sección de absorción en el desetanizador 20 (figuras 3 a 5) o la parte superior de la columna de absorción 66 (figuras 6 a 8) sin ningún flujo en la línea punteada 47 en las figuras 3 a 8. En tales casos, puede reducirse o eliminarse la cantidad de líquido de destilación (corriente 36) retirado de la columna de fraccionamiento 20.

En la práctica de la presente invención, necesariamente habrá una pequeña diferencia de presión entre el desetanizador 20 y el separador de reflujo 24 que debe tenerse en cuenta. Si la corriente de vapor de destilación 37 pasa a través del intercambiador de calor 23 y entra el separador de reflujo 24 sin ningún aumento en la presión, el separador de reflujo 24 deberá necesariamente asumir una presión de funcionamiento levemente inferior a la presión de funcionamiento del desetanizador 20. En este caso, la corriente líquida retirada del separador de reflujo 24 puede bombearse a su(s) posición(es) de alimentación en el desetanizador 20. Una alternativa puede ser proporcionar un soplador de compresión para la corriente de vapor de destilación 37 para elevar la presión de funcionamiento en el intercambiador de calor 23 y el separador de reflujo 24 suficientemente como para que la corriente líquida 45 pueda proporcionarse al desetanizador 20 sin bombeo.

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.

En las FIGS. 3 a 8 de los ejemplos se muestra la condensación total de la corriente **83b**. Algunas circunstancias pueden hacer que esta corriente se enfríe a niveles inferiores a los previstos, en tanto que otras pueden promover tan solo una condensación parcial. Si se alcanzara la condensación parcial de esta corriente, podrá ser necesario procesar el vapor sin condensar, utilizando un compresor u otro medio para elevar la presión del vapor de forma que pueda bombearse el líquido condensado. De manera alternativa, el vapor sin condensar puede dirigirse al sistema de combustible de planta o destinarse a otro uso.

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 23 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 residual 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 algunas circunstancias puede que no sea necesario el uso de la corriente líquida de destilación 36 para proporcionar enfriamiento en el intercambiador de calor 23, como se muestra con las líneas punteadas en las figuras 3 a 8. En tales casos, puede que no se retire nada de corriente líquida de destilación 36 (figuras 3 a 6) o puede evitarse el intercambiador de calor 23 (figuras 6 a 8). No obstante, generalmente será necesario aumentar la admisión de calor en la columna 20 mediante el uso de más calor para todo uso de alto nivel en el calderín 19, mediante la adición de dos o más calderines laterales a la columna 20, y/o mediante el calentamiento de la corriente líquida de destilación 36 por otros medios. En algunas aplicaciones, el calentamiento de solamente una porción (corriente 36b) de la columna líquida de destilación 36 puede ser ventajoso en las realizaciones de las figuras 6 a 8 de la presente invención.

En las realizaciones de la presente invención ilustradas en las figuras 3 a 8, la corriente de GNL magro 83c 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 83c alcanzan los mismos objetivos del proceso que el uso directo de la corriente 83c 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_3 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_3 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_2 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, componentes C_2 y componentes de hidrocarburo más pesados y una corriente de gas que contiene metano, componentes C_2 y componentes de hidrocarburo más pesados en una fracción de gas de residuo volátil que contiene una porción mayor de dicho metano y dicho componentes C_2 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 corriente condensada y una corriente que contiene cualquier vapor remanente y dicho enfriamiento proporciona al menos una porción de dicho calentamiento de dicho gas natural licuado;

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

(f) la corriente de vapor 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 segunda porción se comprime a presión más alta;

(g) dicha segunda porción comprimida se enfría suficientemente como para condensarse al menos parcialmente y formar una corriente

líquida volátil y dicho enfriamiento proporciona al menos una porción de dicho calentamiento de dicho gas natural licuado;

(h) 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;

(i) dicha primera porción se calienta y dicho calentamiento proporciona al menos una porción de dicho enfriamiento de dicha corriente de vapor de destilación;

(j) dicha corriente líquida volátil evaporada, dicha corriente de vapor remanente y dicha primera porción calentada se combinan para formar dicha fracción de gas de residuo volátil que contiene una porción mayor de dicho metano y dichos componentes C_2 ; y

(k) 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, componentes C_2 y componentes de hidrocarburo más pesados y una corriente de gas que contiene metano, componentes C_2 y componentes de hidrocarburo más pesados en una fracción de gas de residuo volátil que contiene una porción mayor de dicho metano y dichos componentes C_2 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 corriente condensada y una corriente que contiene cualquier vapor remanente y dicho enfriamiento proporciona al menos una porción de dicho calentamiento de dicho gas natural licuado;
- (g) al menos una porción de dicha corriente condensada se proporciona a dicha columna como una corriente de reflujo en una posición de alimentación de columna superior;
- (h) la corriente de vapor 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 segunda porción se comprime a presión más alta;
- (i) dicha segunda porción comprimida se enfría suficientemente como para condensarse al menos parcialmente y formar una corriente líquida volátil y dicho enfriamiento proporciona al menos una porción de dicho calentamiento de dicho gas natural licuado;
- (j) 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;
- (k) dicha primera porción se calienta y dicho calentamiento proporciona al menos una porción de dicho enfriamiento de dicha corriente de vapor de destilación;
- (l) dicha corriente líquida volátil evaporada, dicha corriente de vapor remanente y dicha primera porción calentada se combinan para formar dicha fracción de gas de residuo volátil que contiene una porción mayor de dicho metano y dichos componentes C_2 ; y

(m) 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, componentes C_2 y componentes de hidrocarburo más pesados y una corriente de gas que contiene metano, componentes C_2 y componentes de hidrocarburo más pesados en una fracción de gas de residuo volátil que contiene una porción mayor de dicho metano y dichos componentes C_2 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 proporciona a dicha columna de destilación en una segunda posición de alimentación de columna media;

(f) dicha corriente líquida se calienta y a continuación 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 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

corriente condensada y una corriente que contiene cualquier vapor remanente y dicho enfriamiento proporciona al menos una porción de dicho calentamiento de dicho gas natural licuado;

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

(i) la corriente de vapor 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 segunda porción se comprime a presión más alta;

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

(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 primera porción se calienta y dicho calentamiento proporciona al menos una porción de dicho enfriamiento de dicha corriente de vapor de destilación;

(m) dicha corriente líquida volátil evaporada, dicha corriente de vapor remanente y dicha primera porción calentada se combinan para formar dicha fracción de gas de residuo volátil que contiene una porción mayor de dicho metano y dichos componentes C_2 ; 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.

4. Un proceso para la separación de gas natural licuado que contiene metano, componentes C_2 y componentes de hidrocarburo más pesados y una corriente de gas que contiene metano, componentes C_2 y componentes de hidrocarburo más pesados en una fracción de gas de

residuo volátil que contiene una porción mayor de dicho metano y dichos componentes C_2 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 proporciona a dicha columna de destilación en una segunda posición de alimentación de columna media;

(h) dicha segunda corriente líquida se calienta y posteriormente 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, 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 corriente condensada y una corriente que contiene cualquier vapor remanente y dicho enfriamiento proporciona al menos una porción de dicho calentamiento de dicho gas natural licuado;

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

(k) la corriente de vapor 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 segunda porción se comprime a presión más alta;

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

(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 primera porción se calienta y dicho calentamiento proporciona al menos una porción de dicho enfriamiento de dicha corriente de vapor de destilación;

(o) dicha corriente líquida volátil evaporada, dicha corriente de vapor remanente y dicha primera porción calentada se combinan para formar dicha fracción de gas de residuo volátil que contiene una porción mayor de dicho metano y dichos componentes C_2 ; 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.

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; y

(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.

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, se calienta 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; y

(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.

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, se calienta 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; y

(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.

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

(a) dicho remanente de corriente de vapor and dicha primera porción calentada se combinan para formar una corriente de vapor residual, y

(b) dicha corriente de vapor residual y posteriormente se combina con dicha corriente líquida volátil evaporada para formar dicha fracción de gas de residuo volátil.

9. El proceso de conformidad con la reivindicación 1, 2, 3, 4, 6 ó 7 donde:

(a) dicha corriente condensada se divide en al menos una primera corriente de reflujo y una segunda corriente de reflujo;

(b) dicha primera corriente de reflujo se proporciona a dicha columna de destilación en dicha posición de alimentación superior; y

(c) dicha segunda corriente de reflujo se proporciona a dicha columna de destilación en una ubicación de alimentación de columna media en sustancialmente la misma región de donde se retira dicha corriente de vapor de destilación.

10. El proceso de conformidad con la reivindicación 5, donde:

(a) dicha corriente condensada se divide en al menos una primera corriente de reflujo y una segunda corriente de reflujo;

(b) dicha primera corriente de reflujo se proporciona a dicha columna de destilación en dicha posición de alimentación superior; y

(c) dicha segunda corriente de reflujo se proporciona a dicha columna de destilación en una ubicación de alimentación de columna media en sustancialmente la misma región de donde se retira dicha corriente de vapor de destilación.

11. El proceso de conformidad con la reivindicación 8, donde:

(a) dicha corriente condensada se divide en al menos una primera corriente de reflujo y una segunda corriente de reflujo;

(b) dicha primera corriente de reflujo se proporciona a dicha columna de destilación en dicha posición de alimentación superior; y

(c) dicha segunda corriente de reflujo se proporciona a dicha columna de destilación en una ubicación de alimentación de columna media en sustancialmente la misma región de donde se retira dicha corriente de vapor de destilación.

12.El proceso de conformidad con la reivindicación 1, 2, 3, 4, 6 ó 7 donde la corriente líquida de destilación se retira de dicha columna de destilación en una ubicación por encima de la región de donde se retira dicha corriente de vapor de destilación, a partir de lo cual dicha corriente líquida de destilación se calienta y dicha corriente líquida de destilación calentada a continuación se redirige a dicha columna de destilación en una ubicación por debajo de la región de donde se retira dicha corriente de vapor de destilación.

13.El proceso de conformidad con la reivindicación 5 donde la corriente líquida de destilación se retira de dicha columna de destilación en una ubicación por encima de la región de donde se retira dicha corriente de vapor de destilación, a partir de lo cual dicha corriente líquida de destilación se calienta y dicha corriente líquida de destilación calentada a continuación se redirige a dicha columna de destilación en una ubicación por debajo de la región de donde se retira dicha corriente de vapor de destilación.

14.El proceso de conformidad con la reivindicación 8 donde la corriente líquida de destilación se retira de dicha columna de destilación en una ubicación por encima de la región de donde se retira dicha corriente de vapor de destilación, a partir de lo cual dicha corriente líquida de destilación se calienta y dicha corriente líquida de destilación calentada a continuación se redirige a dicha columna de destilación en una ubicación por debajo de la región de donde se retira dicha corriente de vapor de destilación.

15.El proceso de conformidad con la reivindicación 9 donde la corriente líquida de destilación se retira de dicha columna de destilación

en una ubicación por encima de la región de donde se retira dicha corriente de vapor de destilación, a partir de lo cual dicha corriente líquida de destilación se calienta y dicha corriente líquida de destilación calentada a continuación se redirige a dicha columna de destilación en una ubicación por debajo de la región de donde se retira dicha corriente de vapor de destilación.

16.El proceso de conformidad con la reivindicación 10 donde la corriente líquida de destilación se retira de dicha columna de destilación en una ubicación por encima de la región de donde se retira dicha corriente de vapor de destilación, a partir de lo cual dicha corriente líquida de destilación se calienta y dicha corriente líquida de destilación calentada a continuación se redirige a dicha columna de destilación en una ubicación por debajo de la región de donde se retira dicha corriente de vapor de destilación.

17.El proceso de conformidad con la reivindicación 11 donde la corriente líquida de destilación se retira de dicha columna de destilación en una ubicación por encima de la región de donde se retira dicha corriente de vapor de destilación, a partir de lo cual dicha corriente líquida de destilación se calienta y dicha corriente líquida de destilación calentada a continuación se redirige a dicha columna de destilación en una ubicación por debajo de la región de donde se retira dicha corriente de vapor de destilación.

18.Un proceso para la separación de gas natural licuado que contiene metano, componentes C_2 y componentes de hidrocarburo más pesados y una corriente de gas que contiene metano, componentes C_2 y componentes de hidrocarburo más pesados en una fracción de gas de residuo volátil que contiene una porción mayor de dicho metano y dichos componentes C_2 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 vapor 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 columna de extracción en una posición de alimentación de columna superior;

(e) la corriente de vapor de destilación se retira de la región de dicha columna de destilación 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 corriente condensada y una corriente que contiene cualquier vapor remanente y dicho enfriamiento proporciona al menos una porción de dicho calentamiento de dicho gas natural licuado;

(f) al menos una porción de dicha corriente condensada se proporciona a dicha columna como una corriente de reflujo en una posición de alimentación de columna superior;

(g) la corriente de vapor 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 segunda porción se comprime a presión más alta;

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

(i) 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;

(j) dicha primera porción se calienta y dicho calentamiento proporciona al menos una porción de dicho enfriamiento de dicha corriente de vapor de destilación;

(k) dicha corriente líquida volátil evaporada, dicha corriente de vapor remanente y dicha primera porción calentada se combinan para

formar dicha fracción de gas de residuo volátil que contiene una porción mayor de dicho metano y dichos componentes C_2 ; y

(l) 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.

19. Un proceso para la separación de gas natural licuado que contiene metano, componentes C_2 y componentes de hidrocarburo más pesados y una corriente de gas que contiene metano, componentes C_2 y componentes de hidrocarburo más pesados en una fracción de gas de residuo volátil que contiene una porción mayor de dicho metano y dichos componentes C_2 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 vapor 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 a una columna de destilación en una posición de alimentación de columna superior;

(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) la corriente de vapor de destilación se retira de la región superior de dicha columna de destilación 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 corriente condensada y una corriente que contiene cualquier vapor remanente y dicho enfriamiento proporciona al menos una porción de dicho calentamiento de dicho gas natural licuado;

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

(i) dicha corriente de vapor de la parte superior se divide en al menos una primera porción y una segunda porción, y a continuación dicha segunda porción se comprime a presión más alta;

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

(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 primera porción se calienta y dicho calentamiento proporciona al menos una porción de dicho enfriamiento de dicha corriente de vapor de destilación;

(m) dicha corriente líquida volátil evaporada, dicha corriente de vapor remanente y dicha primera porción calentada se combinan para formar dicha fracción de gas de residuo volátil que contiene una porción mayor de dicho metano y dichos componentes C_2 ; 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.

20. Un proceso para la separación de gas natural licuado que contiene metano, componentes C_2 y componentes de hidrocarburo más pesados y una corriente de gas que contiene metano, componentes C_2 y

componentes de hidrocarburo más pesados en una fracción de gas de residuo volátil que contiene una porción mayor de dicho metano y dichos componentes C_2 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 proporciona a dicha columna de destilación en una segunda posición de alimentación inferior;

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

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

(h) la corriente de vapor de destilación se retira de una región superior de dicha columna de extracción y a continuación dicha corriente de vapor de destilación se enfría suficientemente para condensarla al menos parcialmente, para formar de ese modo una corriente condensada y una corriente que contiene vapor remanente, donde dicho enfriamiento proporciona al menos una parte de dicho calentamiento de dicho gas natural licuado;

(i) al menos una parte de dicha corriente condensada se proporciona a dicha columna de absorción como corriente de reflujo en una posición de alimentación de columna superior;

(j) dicha corriente de vapor superior se divide en al menos una primera porción y una segunda porción y a continuación dicha segunda porción se comprime a mayor presión;

(k) dicha segunda porción comprimida se enfría suficientemente para al menos condensarla parcialmente y formar una corriente líquida volátil, donde dicho enfriamiento proporciona al menos una parte de dicho calentamiento de dicho gas natural licuado;

(l) dicha corriente líquida volátil se calienta suficientemente para evaporarla, donde dicho calentamiento proporciona al menos una parte de dicho enfriamiento de dicha corriente de gas expandida;

(m) dicha primera porción se calienta, donde dicho calentamiento proporciona al menos una parte de dicho enfriamiento de dicha corriente de vapor de destilación;

(n) dicha corriente de líquido volátil evaporado, dicha cualquier corriente de vapor restante y dicha primera porción calentada se combinan para formar una fracción de gas residual volátil que contiene una porción principal de dicho metano y dichos componentes de C_2 ; y

(o) 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.

21. Un proceso para la separación de gas natural licuado que contiene metano, componentes C_2 y componentes de hidrocarburo más pesados y una corriente de gas que contiene metano, componentes C_2 y componentes de hidrocarburo más pesados en una fracción de gas de residuo volátil que contiene una porción mayor de dicho metano y dichos componentes C_2 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 vapor 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 proporciona a dicha columna de destilación en una segunda posición de alimentación inferior;

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

(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 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;

(j) la corriente de vapor de destilación se retira de la región superior de dicha columna de destilación 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 corriente condensada y una corriente que contiene cualquier vapor remanente y dicho enfriamiento proporciona al menos una porción de dicho calentamiento de dicho gas natural licuado;

(k) al menos una porción de dicha corriente condensada se proporciona a dicha columna como una corriente de reflujo en una posición de alimentación de columna superior;

(l) dicha corriente de vapor de la parte superior se divide en al menos una primera porción y una segunda porción, y a continuación dicha segunda porción se comprime a presión más alta;

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

(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 primera porción se calienta y dicho calentamiento proporciona al menos una porción de dicho enfriamiento de dicha corriente de vapor de destilación;

(p) dicha corriente líquida volátil evaporada, dicha corriente de vapor remanente y dicha primera porción calentada se combinan para formar dicha fracción de gas de residuo volátil que contiene una porción mayor de dicho metano y dichos componentes C_2 ; y

(q) 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.

22. El proceso de conformidad con la reivindicación 18 ó 19, 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; y

(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.

23. El proceso de conformidad con la reivindicación 20, 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.

24. El proceso de conformidad con la reivindicación 21, 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, se calienta y a continuación se proporciona a dicha columna de extracción en dicha segunda posición de alimentación de columna media; y

(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.

25. El proceso de conformidad con la reivindicación 18, 19, 20 ó 21 donde:

(a) dicha corriente de vapor remanente y dicha primera porción calentada se combinan para formar una corriente de vapor residual; y

(b) dicha corriente de vapor residual se comprime a alta presión y posteriormente se combina con dicha corriente de líquido volátil vaporizado para formar dicha fracción de gas de residuo volátil.

26. El proceso de conformidad con la reivindicación 18, 19, 20, 21, 23 ó 24 donde:

(a) dicha corriente condensada se divide en al menos una primera corriente de reflujo y una segunda corriente de reflujo;

(b) dicha primera corriente de reflujo se proporciona a dicha columna de absorción en dicha posición de alimentación superior;

(c) dicha corriente líquida inferior se proporciona a dicha columna de extracción en una posición de alimentación de columna media superior; y

(d) dicha segunda corriente de reflujo se proporciona a dicha columna de extracción en dicha posición de alimentación superior.

27. El proceso de conformidad con la reivindicación 22, donde:

(a) dicha corriente condensada se divide en al menos una primera corriente de reflujo y una segunda corriente de reflujo;

(b) dicha primera corriente de reflujo se proporciona a dicha columna de absorción en dicha posición de alimentación superior;

(c) dicha corriente líquida inferior se proporciona a dicha columna de extracción en una posición de alimentación de columna media superior; y

(d) dicha segunda corriente de reflujo se proporciona a dicha columna de extracción en dicha posición de alimentación de columna superior.

28. El proceso de conformidad con la reivindicación 25, donde:

(a) dicha corriente condensada se divide en al menos una primera corriente de reflujo y una segunda corriente de reflujo;

(b) dicha primera corriente de reflujo se proporciona a dicha columna de absorción en dicha posición de alimentación superior;

(c) dicha corriente líquida inferior se proporciona a dicha columna de extracción en una posición de alimentación de columna media superior; y

(d) dicha segunda corriente de reflujo se proporciona a dicha columna de extracción en dicha posición de alimentación de columna superior.

29. El proceso de conformidad con la reivindicación 18, 19, 20, 21, 23 ó 24 donde al menos una porción de dicha corriente líquida inferior se calienta antes de que dicha corriente líquida inferior se proporcione a dicha columna de extracción en dicha posición de alimentación de columna superior.

30.El proceso de conformidad con la reivindicación 22 donde al menos una porción de dicha corriente líquida inferior se calienta antes de que dicha corriente líquida inferior se proporcione a dicha columna de extracción en dicha posición de alimentación de columna superior.

31.El proceso de conformidad con la reivindicación 25 donde al menos una porción de dicha corriente líquida inferior se calienta antes de que dicha corriente líquida inferior se proporcione a dicha columna de extracción en dicha posición de alimentación de columna superior.

32.El proceso de conformidad con la reivindicación 26 donde al menos una porción de dicha corriente líquida inferior se calienta antes de que dicha corriente líquida inferior se proporcione a dicha columna de extracción en dicha posición de alimentación de columna media superior.

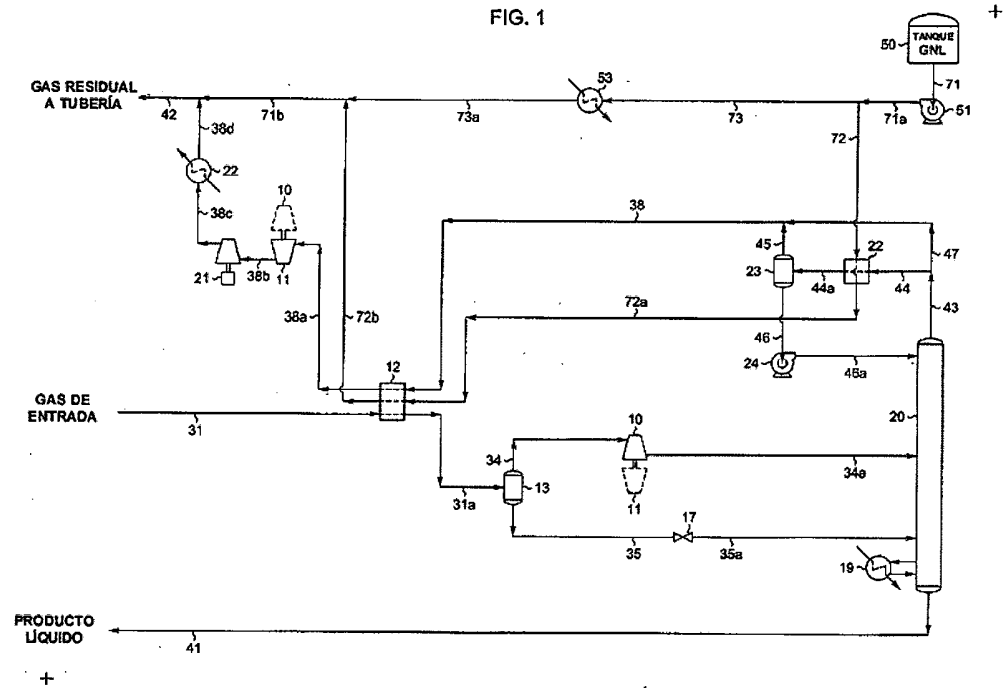
33.El proceso de conformidad con la reivindicación 27 donde al menos una porción de dicha corriente líquida inferior se calienta antes de que dicha corriente líquida inferior se proporcione a dicha columna de extracción en dicha posición de alimentación de columna media superior.

34.El proceso de conformidad con la reivindicación 28 donde al menos una porción de dicha corriente líquida inferior se calienta antes de que dicha corriente líquida inferior se proporcione a dicha columna de extracción en dicha posición de alimentación de columna media superior.

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 corriente condensada. Al menos una porción de la corriente condensada se dirige a la columna de fraccionamiento en se posición de alimentación superior.

FIG. 1



1/8

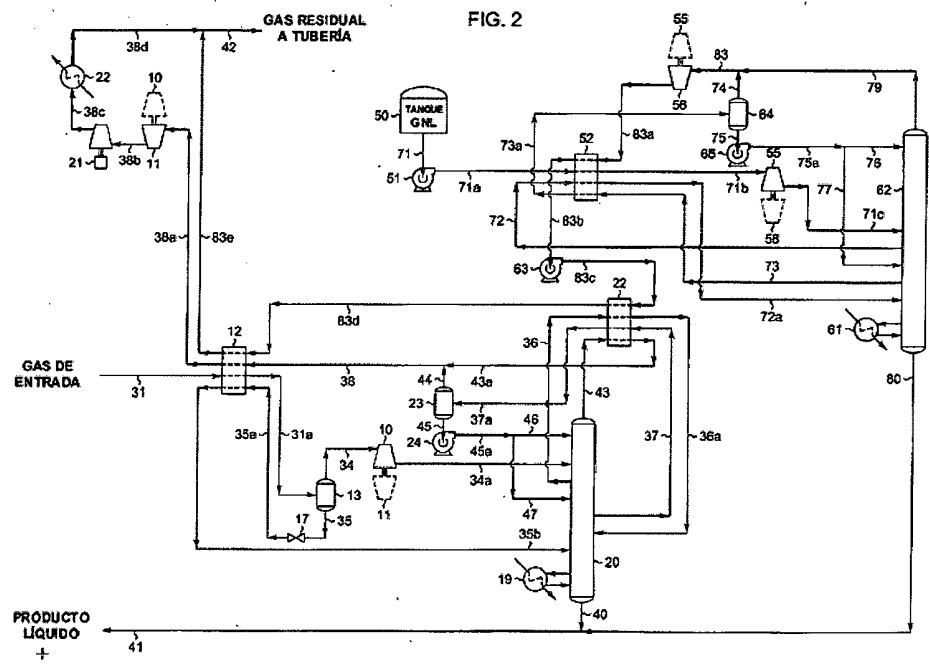
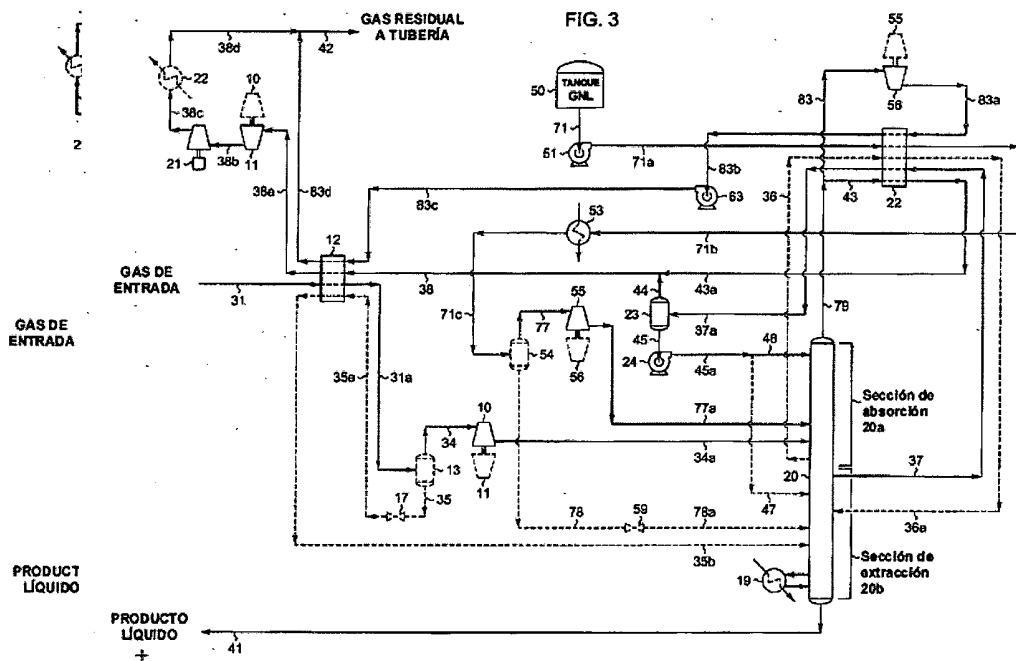


FIG. 2

2/8



3/8

63

70

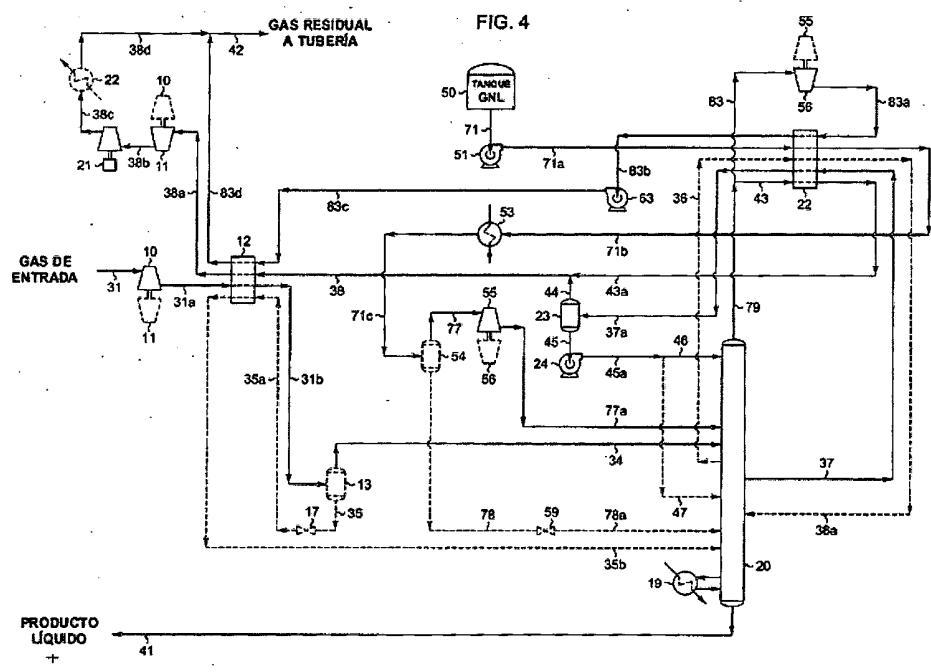
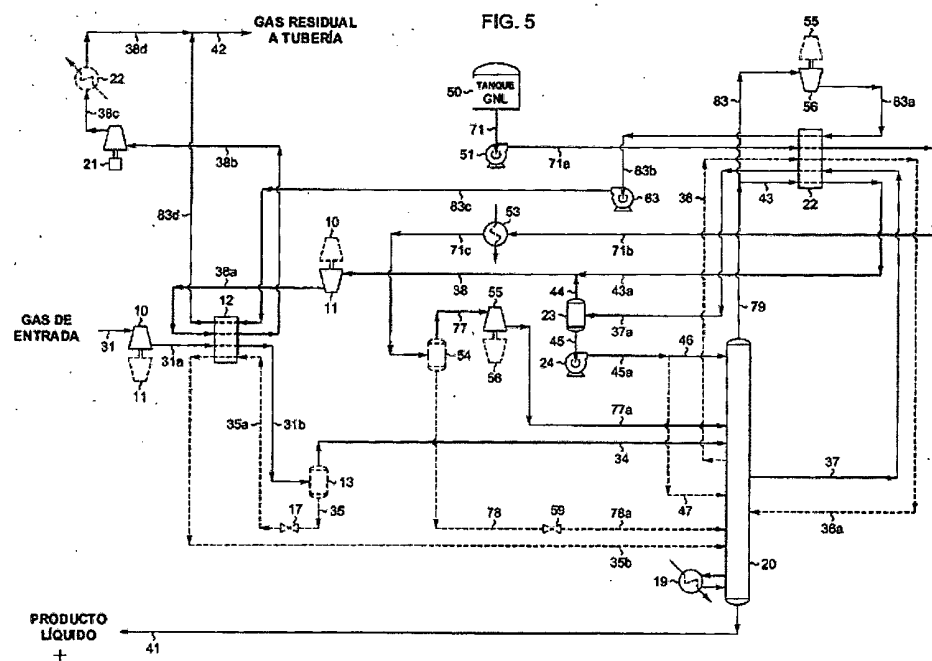
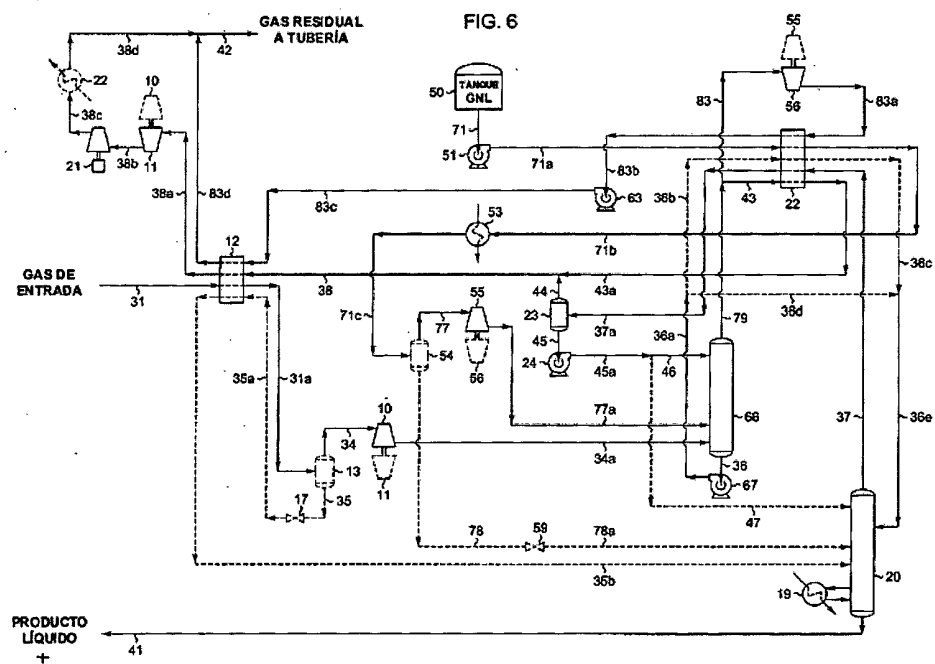
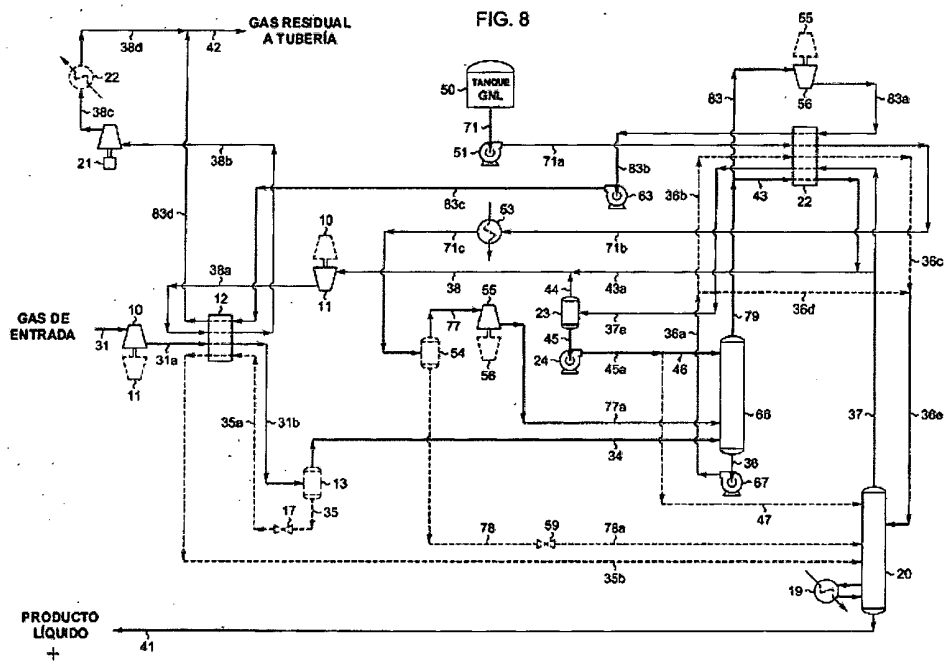


FIG. 4





8/9



Brigard & Castro
BOGOTÁ - COLOMBIA

PODER

El Suscrito

En calidad de
Representante Legal de:

DIRECCIÓN:

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

A este efecto, lo(s) faculto(amos) para elevar solicitudes, formular descripciones, enmiendas, protestas, declaraciones, oposiciones, cancelaciones, nulidades, apelaciones y reclamos; pagar impuestos, cuotas y gravámenes prescritos por la ley; renunciar o desistirse 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 desistirse, transigir, comprometer, conciliar, y la de sustituirlo en todo o en parte y revocar sustituciones. Asimismo nombro (amos) a: JUAN PABLO CADENA SARMIENTO y/o MARTÍN EDUARDO TORRES CARDOZO, domiciliado(s) en la Calle 70 A 4 - 41, Bogotá, Colombia, mis (nuestros) apoderados en Colombia, con facultades para recibir notificaciones y designar apoderados judiciales o extrajudiciales.

Otorgado y firmado en

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

Firma.....

Nombre.....

Cargo.....

POWER OF ATTORNEY

The Undersigned:

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

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

To that effect, they hereby empowered to file applications, formulate descriptions, amendments, protest, declarations, opposition, cancellations, nullities, appeals, decisions, to pay taxes, quotas and assessments prescribed by law; to announce 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.

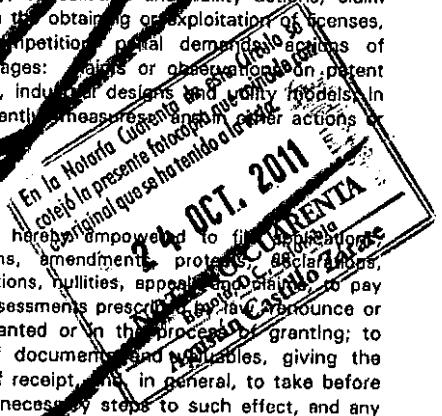
Granted and signed in

This 21st day of JULY of 2011

Signature, *John D. Wilkinson*

Name JOHN D. WILKINSON

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



CERTIFICADO NOTARIAL (SOCIEDAD)

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

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

De

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

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

Estado de.....

con fecha.....

y que quien confiere el presente poder es su representante.

Notario Público (sello)

NOTARIAL CERTIFICATE (CORPORATION)

On this 21st day of July of 2011

Personally appeared before me

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

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

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

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

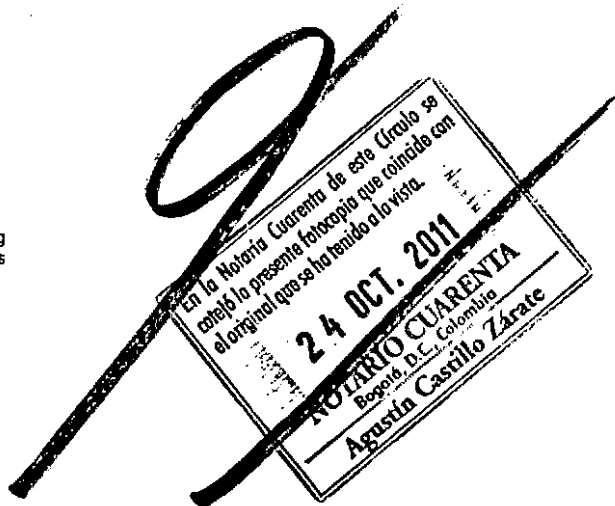
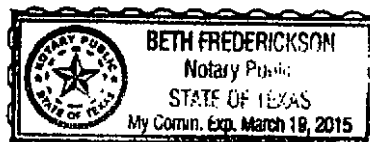
State of Texas

under date of 21, July, 2011

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

Beth Frederickson

Public Notary (Seal)





The State of Texas

Secretary of State

Requested for use in COLOMBIA

Not for use within the United States of America

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

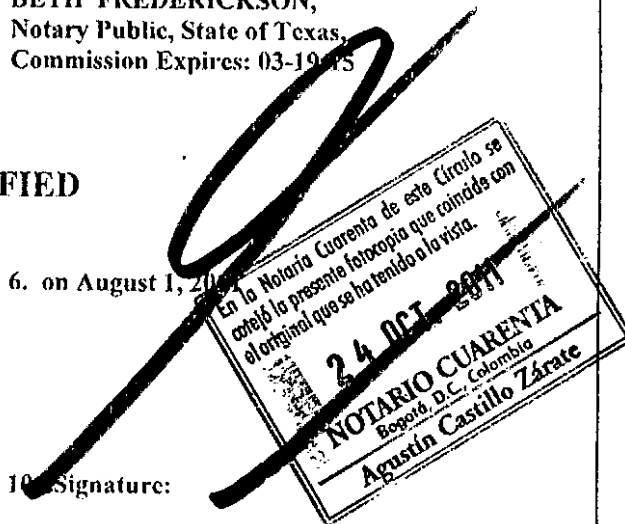
APOSTILLE

(Convention de La Haye du 5 Octobre 1961)

- | | |
|--------------------------------|--|
| 1. Country | United States of America |
| This public document | |
| 2. has been signed by | BETH FREDERICKSON |
| 3. acting in the capacity of | Notary Public, State of Texas |
| 4. and bears the seal/stamp of | BETH FREDERICKSON,
Notary Public, State of Texas,
Commission Expires: 03-19-75 |

CERTIFIED

- | | |
|---------------------------------------|----------------------|
| 5. at Austin, Texas | 6. on August 1, 2001 |
| 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

79

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

(Se traduce un Certificado notarial, y Apostilla No. 810074 escritos en inglés, adjuntos a un poder otorgado por la compañía 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)

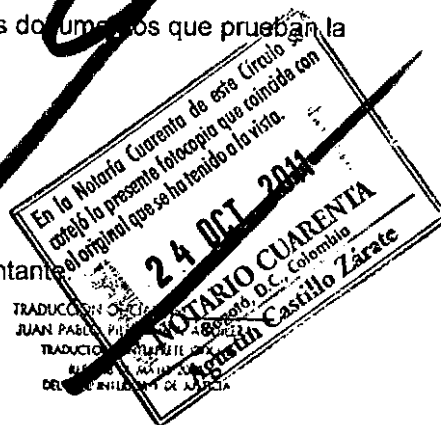
Hoy día julio 21, 2011, compareció personalmente ante mí, John D. Wilkinson, a quien conozco, y de quien me consta que firmó el documento anterior, debidamente juramentada declaró y dijo que es el Representante Legal de la Compañía Ortloff Engineers, Ltd., 415 W.Wall Street, Suite 2000, Midland, TX 79701, 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



(Firmado) Beth Frederickson

Notario Público (sello)

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



(Sello Pre-impreso del Estado de Texas)

El Estado de Texas

Secretario de Estado

Solicitada para uso en COLOMBIA

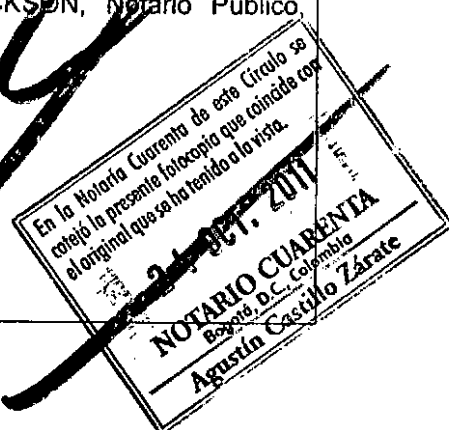
No para uso dentro de los Estados Unidos de América.

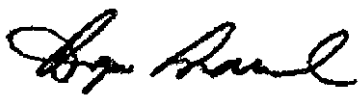
Esta Apostilla solo certifica la firma, la calidad del firmante y el sello o la estampilla que lleva. No certifica el contenido del documento para el cual se expidió.

APOSTILLA

(Convención de la Haya de Octubre 5 de 1961)

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

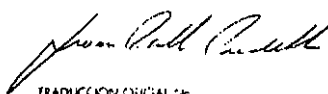


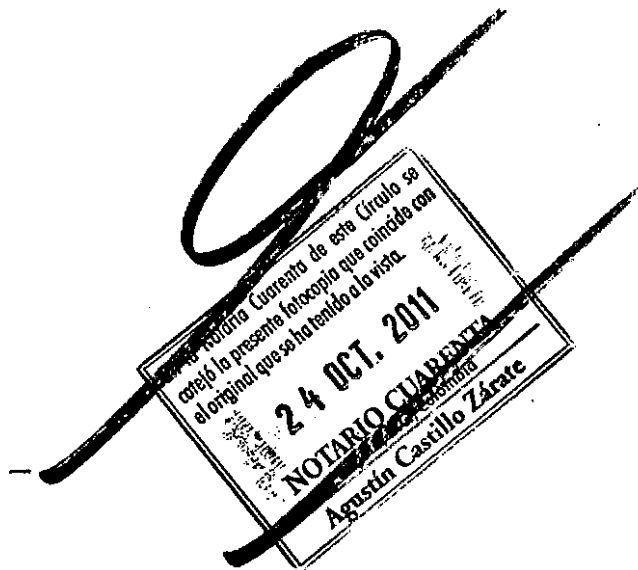
9.	(Sello) (Sello Pre-impreso del Estado de Texas)
10.	(Firma) 
	(Firmado) Hope Andrade, Secretario de Estado
	ST/ac

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

Bogotá, Septiembre 19, 2011.

504 PALABRAS


TRADUCCIÓN OFICIAL No. _____
JUAN PABLO PIEDRA AGUILERA
TRADUCTOR E INTERPRETE OFICIAL
RES. 751 DE MARZO 2002
DEL MIN. INTERIOR Y DE JUSTICIA
Correo electrónico: juan.pablo.piedra@gnrnet.com





No. 11-157974- -00000-0000

Fecha: 2011-11-18 17:11:24 Dep. 2020 DIR.NUEVASCR
Tra. 11 PATENTEIYII Eve: 378 FASENACIONALI
Act. 411 PRESENTACION Folios: 81



LISTA DE CHEQUEO
ADMISIÓN A TRÁMITE – NUEVAS CREACIONES

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 ☐