

AS. 117.842

DIRECCIÓN DE NUEVAS CREACIONES
MODIFICACIONES Y/O CORRECCIONES

1.

Identificación del Tramite

☐ Error material

☒ Modificación a una Solicitud en trámite

☒ Patente de Invención

☐ Patente de Modelo de Utilidad

☐ Registro de Diseño Industrial

☐ Esquema de Trazado de Circuitos Integrados

2.

Datos del solicitante

Persona Natural ☐

Persona Jurídica ☒

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

Nombre o denominación / Nombre o razón social completa

Nombre representante legal

Tipo de empresa

Micro ☐

Pequeña ☐

Mediana ☐

Otra ☒

Documento de identificación:

☐ C.C.

☐ C.E.

☐ NIT

☐ Otro Número

Nacionalidad/País de constitución	Dirección y domicilio del titular	Ciudad
US	415 W. Wall, Suite 2000, TX 79701 6715	Midland
US	Theall, Houston, TX 77066	Houston
Dirección electrónica	No. Fax	Número telefónico

☒ Autorizo expresamente a la Superintendencia de Industria y Comercio para que todas las comunicaciones sean enviadas a través de la dirección de correo electrónico

3.

Datos del apoderado:

CADENA SARMIENTO JUAN PABLO

80.410.337

57492

Apellidos y Nombre

Documento de identificación

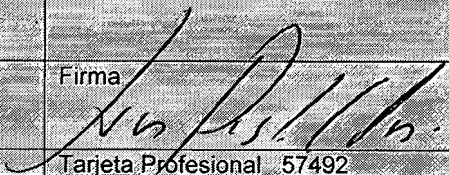
Tarjeta profesional

Dirección y domicilio	Ciudad
Calle 70 A #4-41	Bogotá, D.C.
Dirección electrónica	No. Fax
	742-2200
	Número telefónico
	744-2200

En caso de haber presentado poder general para asuntos que se adelanten ante la Delegatura de Propiedad Industrial, sírvase indicar el número de su radicación o protocolo de poder general

4.	Datos del trámite
Corrección:	
Expediente No. 11 111.942	
Aparece	
Debe ser	
Modificación:	
☒	Modificación al capítulo reivindicatorio.
☒	Modificación al capítulo descriptivo.
☐	Modificación al resumen.
☐	Modificación a los dibujos.
☐	Modificación al solicitante.

5.	Anexos
☒	Comprobante de pago de la tasa para la presentación de la corrección y/o modificación
☐	Poder, si fuere el caso.
☒	Documento que contiene las modificaciones o correcciones.
☐	Copia de la solicitud y sus anexos en formato magnético.

6. Firma	
Nombre y apellidos	Firma
JUAN PABLO CADENA SARMIENTO	
C.C 80.410.337	Tarjeta Profesional 57492

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



RECIBO DE CAJA

No. 12 - 0091342

Bogotá D.C., Septiembre 05 de 2012 - 17:16:21

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

*** Soporte del Pago ***

TIPO PAGO	BANCO	CUENTA	No. PAGO	FECHA PAGO	VR. PAGO
RECIBO DE CA	999999999	91267	05/09/2012		13.700.400.00
CONSIGNACION	BANCO DE BOGOTA	062754387	447749610	04/09/2012	39.404.600.00

*** Conceptos Pagados ***

CANT.	RENTISTICO	CONCEPTO	Vr.UNDITARIO	Vr.CONCEPTO
1	50005-01-03 CAMBIO DE MODALIDAD Y MODIFICACIONES	DE MARCAS Y LEMAS COMERCIALES	120.000.00	120.000.00
				\$120.000.00

SON: **CIENTO VEINTE MIL PESOS MONEDA CORRIENTE**

Responsable: _____

Recibo de Caja Aplicado al Expediente No. _____

SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO



No. 11-111942-00004-0000

Fecha: 2012-11-19 17:12:48 Dep. 2020 DIR.NUEVASCR
Tra. 11 PATENTEIYII Eve: 378 FASENACIONALI
Act. 329 CTOINFORMACION Folios: 34

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

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

Septiembre 5 de 2012 - 17:16:33

PROCESAMIENTO DE GASES DE HIDROCARBUROS

MEMORIA DESCRIPTIVA

ANTECEDENTES DE LA INVENCION

[0001] Es posible recuperar etileno, etano, propileno, propano y/o hidrocarburos más pesados a partir de diversos gases, tales como corrientes de gas natural, gas de refinería y gas sintético, obtenidos de otros materiales de hidrocarburos, tales como carbón, petróleo crudo, nafta, esquisto bituminoso, arenas bituminosas y lignita. El gas natural habitualmente contiene una mayor proporción de metano y de etano, es decir, el metano y etano constituyen juntos al menos 50 por ciento molar del gas. El gas también contiene cantidades relativamente menores de hidrocarburos más pesados, tales como propano, butanos, pentanos y semejantes, así como hidrógeno, nitrógeno, dióxido de carbono y otros gases.

[0002] La presente se relaciona en general con la recuperación de etileno, etano, propileno, propano e hidrocarburos más pesados a partir de dichas corrientes de gases. Un análisis típico de una corriente de gas que habría de ser procesada de acuerdo con esta invención arrojaría un resultado, en un porcentaje molar aproximado, de 90,0% de metano, 4,0% de etano y otros componentes C_2 , 1,7% de propano y otros componentes C_3 , 0,3% de isobutano, 0,5% de butano normal y 0,8% de pentanos, donde el resto estaría compuesto por nitrógeno y dióxido de carbono. Ocasionalmente, también hay presentes gases que contienen azufre.

[0003] Las fluctuaciones históricamente cíclicas en los precios de los constituyentes, tanto del gas natural como del gas natural condensado (NGL), han reducido a veces el valor creciente del etano, del etileno, del propano, del propileno y de los componentes más pesados, tales como los productos líquidos. Esto ha resultado en una demanda de procesos que puedan proveer recuperaciones más eficientes de estos productos y de procesos que puedan proveer recuperaciones eficientes con una menor inversión de capital. Los procesos disponibles para separar estos materiales incluyen los que se basan en el enfriamiento y la refrigeración del gas, en la absorción de petróleo y en la absorción de petróleo refrigerado. Además, han ganado popularidad los procesos criogénicos, debido a la disponibilidad de equipos económicos que generan energía mientras que simultáneamente expanden y extraen el calor del gas en procesamiento. Dependiendo de la presión de la fuente del gas, la riqueza

(contenido de etano, de etileno y de hidrocarburos más pesados) del gas y de los productos finales deseados, es posible emplear uno de estos procesos o una combinación de ellos.

[0004] En la actualidad, generalmente se prefiere el proceso de expansión criogénica para la recuperación a partir de gas natural condensado, debido a que provee una simplicidad máxima, junto con facilidad de arranque, flexibilidad operativa, buena eficacia, seguridad y buena confiabilidad. En las Patentes de los EEUU N° 3292380, 4061481, 4140504, 4157904, 4171964, 4185978, 4251249, 4278457, 4519824, 4617039, 4687499, 4689063, 4690702, 4854955, 4869740, 4889545, 5275005, 5555748, 5566554, 5568737, 5771712, 5799507, 5881569, 5890378, 5983664, 6182469, 6578379, 6712880, 6915662, 7191617, 7219513, en la Patente de los EEUU publicada nuevamente N° 33408 y en las solicitudes copendientes N° 11/430412, 11/839693, 11/971491 y 12/206230 se describen procesos relevantes (aunque en algunos casos, la descripción de la presente se basa en condiciones de procesamiento diferentes de las que se describen en las Patentes de los EEUU citadas).

[0005] En un proceso de recuperación típico por expansión criogénica, se enfría una corriente de alimentación de gas a presión mediante el intercambio de calor con otras corrientes del proceso y/o fuentes externas de refrigeración, tales como un sistema de compresión-refrigeración de propano. A medida que el gas es enfriado, es posible condensar y recolectar los líquidos en uno o más separadores como líquidos a presión elevada que contienen algunos de los componentes C_2+ deseados. En función de la riqueza del gas y de la cantidad de líquidos formados, los líquidos a presión elevada pueden ser expandidos a una presión menor y fraccionados. La vaporización que tiene lugar durante la expansión de los líquidos da como resultado un enfriamiento adicional de la corriente. Bajo determinadas condiciones, puede resultar deseable el pre-enfriamiento de los líquidos a presión elevada antes de la expansión, con el fin de disminuir aún más la temperatura resultante de la expansión. La corriente expandida, que comprende una mezcla de líquido y vapor, es fraccionada en una columna de destilación (desmetanizador o desetanizador). En dicha columna, la o las corrientes enfriadas por expansión son destiladas en gases residuales para separar el metano, el nitrógeno y otros gases volátiles como vapores de cabeza de los componentes C_2 , de los componentes C_3 y de los componentes de hidrocarburos más pesados deseados, como productos líquidos de la fracción final, o para separar el metano, los componentes C_2 , el nitrógeno y otros gases volátiles residuales, como vapores de la cabeza de

destilación de los componentes C_3 deseados y de los componentes de hidrocarburos más pesados, como productos líquidos de la fracción final o de la cola de destilación.

[0006] Si el gas de alimentación no está condensado totalmente (típicamente si no está condensado en lo absoluto), el vapor remanente de la condensación parcial puede ser separado en dos corrientes. Una porción del vapor se hace pasar a través de una máquina o un dispositivo de trabajo de expansión, por una válvula de expansión, a una presión menor a la que se condensan otros líquidos como resultado del enfriamiento adicional de la corriente. La presión después de la expansión es esencialmente la misma que la presión a la cual se opera la columna de destilación. Las fases combinadas de vapor-líquido que resultan de la expansión se suministran como alimentación en la columna.

[0007] La porción remanente del vapor se enfría hasta obtener una condensación sustancial, mediante el intercambio de calor con otras corrientes del proceso, por ejemplo, la fracción de cabeza de la torre de fraccionamiento frío. Es posible combinar una parte o la totalidad del líquido a presión elevada con esta porción del vapor antes del enfriamiento. Después, la corriente enfriada resultante se expande a través de un dispositivo de expansión apropiado, tal como una válvula de expansión, hasta alcanzar la presión a la cual se opera el desmetanizador. Durante la expansión, una porción del líquido se vaporiza, lo que da como resultado el enfriamiento de la corriente total. Posteriormente, la corriente sometida a la expansión instantánea es suministrada como alimentación a través de la parte superior del desmetanizador. Típicamente, la porción de vapor de la corriente sometida a la expansión instantánea y el vapor de la cabeza del desmetanizador se combinan en una sección de separación superior en la torre de fraccionamiento, con el fin de obtener un producto que es gas metano residual. Como alternativa, las corrientes enfriada y expandida pueden ser suministradas en un separador para proveer corrientes de vapor y de líquido. El vapor se combina con la porción de la cabeza de la torre y el líquido es suministrado en la columna como alimentación en la parte superior de la misma.

[0008] En la presente se emplea un medio novedoso para llevar a cabo los diversos pasos descritos con anterioridad, de manera más eficiente y mediante el uso de menos piezas de equipo. Esto se logra combinando lo que hasta el momento eran piezas de equipo individuales en un dispositivo común, con lo que se reduce la superficie necesaria para la planta de procesamiento y el costo de capital de la instalación. Sorprendentemente, los solicitantes han descubierto que

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

[0009] De acuerdo con la presente, se ha descubierto que es posible obtener recuperaciones C_2 superiores a 88%. De manera similar, en aquellas instancias donde no se desea la recuperación de los componentes C_2 , pueden mantenerse recuperaciones C_3 superiores a 93%. Además, la presente posibilita una separación del metano (o de los componentes C_2) y de los componentes C_2 (o de los componentes C_3) y los componentes más pesados que esencialmente es de 100%, con requerimientos energéticos que son menores que los de los antecedentes técnicos, mientras se mantiene el mismo nivel de recuperación. La presente, aun cuando es funcional a presiones más bajas y a temperaturas mayores, es particularmente ventajosa cuando se procesan gases de alimentación en un rango de valores de entre 400 y 1500 psia [entre 2758 y 10342 kPa(a)] o mayores, bajo condiciones donde se necesitan temperaturas en la cabeza de la columna de recuperación de NGL de -50°F [-46°C] o menores.

[0010] Para obtener una mejor comprensión de la presente, se hará referencia a los siguientes ejemplos y figuras. las figuras se describen a continuación.

[0011] La FIG. 1 es un diagrama de flujo de una planta de procesamiento de gas natural de los antecedentes técnicos, de acuerdo con la Patente de los EEUU N° 4157904.

[0012] La FIG. 2 es un diagrama de flujo de una planta de procesamiento de gas natural de acuerdo con la presente.

[0013] Finalmente, las FIG. 3 a 9 son diagramas de flujo donde se ilustra el medio alternativo de aplicación de la presente a una corriente de gas natural.

[0014] En la explicación de las figuras mencionadas que se proveerá más adelante, se presentan tablas donde se resumen los caudales calculados para condiciones de proceso representativas. En las tablas presentadas, los valores de los caudales (en moles por hora) fueron redondeados hasta el valor entero más cercano por motivos de conveniencia. Los caudales totales que se detallan en las tablas incluyen todos los componentes que no son hidrocarburos, por lo que generalmente son más elevados que la suma de los caudales de los componentes de hidrocarburos. Las temperaturas indicadas son valores aproximados redondeados hasta el grado más cercano. También ha de tenerse en cuenta que los cálculos del diseño del proceso efectuados con el fin de comparar los procesos representados en las figuras se basan en la suposición de que no hay pérdida de calor desde el entorno hacia el proceso (o desde dicho proceso hacia dicho entorno). La calidad de los materiales aislantes comerciales permite que esta sea una suposición muy razonable y típicamente muy común entre aquellos versados en la técnica.

[0015] Por razones de conveniencia, los parámetros del proceso se detallan tanto en las unidades británicas tradicionales como en las unidades del sistema internacional de unidades (SI). Los caudales molares indicados en las tablas pueden interpretarse ya sea como libras moles por hora o como kilogramos moles por hora. El consumo de energía detallado como caballos de fuerza (HP) y/o como miles unidades de unidades térmicas británicas por hora (MBTU/hora) corresponde a los caudales molares expresados como libras moles por hora. Los consumos de energía informados como kilovatios (kW) corresponden a los caudales molares definidos en kilogramos moles por hora.

DESCRIPCIÓN DE LOS ANTECEDENTES TÉCNICOS

[0016] La FIG. 1 es un diagrama de flujo de un proceso donde se ilustra el diseño de una planta de procesamiento para recuperar componentes C_2+ a partir de gas natural, usando la técnica anterior de acuerdo con la Patente de los EEUU N° 4157904. En esta simulación del proceso, el gas de entrada ingresa en la planta a 101°F [39°C] y 915 psia [6307 kPa(a)] como la corriente **31**. Si el gas de entrada contiene una concentración de compuestos de azufre que pudiera impedir que las corrientes de producto cumpliera con las especificaciones, dichos compuestos de azufre se eliminarían mediante un pretratamiento apropiado de la alimentación del gas (no ilustrado). Además, la corriente de alimentación habitualmente es deshidratada para prevenir la formación de hidrato (hielo) bajo condiciones criogénicas. Para ello típicamente se emplea un desecador sólido.

[0017] La corriente de alimentación **31** se divide en dos porciones, las corrientes **32** y **33**. La corriente **32** se enfría a -31°F [-35°C] en el intercambiador de calor **10** por medio del intercambio de calor con el gas residual frío (corriente **41a**), mientras que la corriente **33** se enfría a -37°F [-38°C] en el intercambiador de calor **11** por medio del intercambio de calor con los líquidos del calderín en el desmetanizador a 43°F [6°C] (corriente **43**) y los líquidos del calderín colateral a -47°F [-44°C] (corriente **42**). Las corrientes **32a** y **33a** se recombinan para formar la corriente **31a**, que ingresa en el separador **12** a -33°F [-36°C] y a 893 psia [6155 kPa(a)], donde el vapor (la corriente **34**) se separa del líquido condensado (la corriente **35**).

[0018] El vapor (la corriente **34**) del separador **12** se divide en dos corrientes, **36** y **39**. La corriente **36**, que contiene aproximadamente 32% del vapor total, se combina con el líquido del separador (la corriente **35**), y la corriente combinada **38** pasa a través del intercambiador de calor **13** en una relación de intercambio de calor con el gas residual frío (la corriente **41**), donde se la enfría a través de una condensación sustancial. Después, la corriente sustancialmente condensada resultante **38a** a -131°F [-90°C] se expande instantáneamente a través de la válvula de expansión **14**, bajo una presión de operación determinada (de aproximadamente 410 psia [2,827 kPa(a)]), en la torre de fraccionamiento **18**. Durante la expansión se vaporiza una porción de la corriente, lo que resulta en el enfriamiento de la corriente total. En el proceso que se ilustra en la FIG. 1, la corriente expandida **38b** que sale de la válvula de expansión **14** alcanza una temperatura de -137°F [-94°C] y se suministra en una sección de separación **18a** en la región superior de la torre de fraccionamiento **18**. Los líquidos separados en dicha torre se transforman en la alimentación superior de la sección de desmetanización **18b**.

[0019] El 68% restante del vapor del separador **12** (corriente **39**) ingresa en una máquina de trabajo de expansión **15**, en la cual se extrae energía mecánica de esta porción de la alimentación a alta presión. La máquina **15** expande el vapor de una manera sustancialmente isentrópica a la presión de operación de la torre, donde el trabajo de expansión enfría la corriente expandida **39a** a una temperatura de aproximadamente $-36,11^{\circ}\text{C}$ [-72°C]. Los expansores típicos disponibles comercialmente tienen una capacidad de recuperación en el orden de 80-85% del trabajo disponible teóricamente en una expansión isentrópica ideal. El trabajo recuperado a menudo se usa para hacer funcionar un compresor centrífugo (tal como el elemento **16**), que puede usarse, por ejemplo, para comprimir

nuevamente el gas residual (corriente **41b**). Después, la corriente expandida parcialmente condensada **39a** es suministrada como alimentación en la torre de fraccionamiento **18**, en un punto de alimentación ubicado en la mitad de la columna.

[0020] El desmetanizador en la torre **18** es una columna de destilación convencional que contiene una pluralidad de bandejas separadas verticalmente, uno o más lechos empaquetados o alguna combinación de bandejas y empaquetamiento. Como a menudo es el caso en las plantas de procesamiento de gas natural, la torre de fraccionamiento puede consistir en dos secciones. La sección superior **18a** es un separador donde la alimentación superior parcialmente vaporizada se divide en las porciones de vapor y líquido respectivas, y donde el vapor que asciende desde la sección inferior de destilación o desmetanización **18b** se combina con la porción de vapor de la alimentación superior para formar el vapor de cabeza frío del desmetanizador (corriente **41**), que sale por la parte superior de la torre a -136°F [-93°C]. La sección inferior de desmetanización **18b** contiene las bandejas y/o el empaquetamiento y provee el contacto necesario entre los líquidos que descienden y los vapores que ascienden. La sección de desmetanización **18b** también incluye calderines (tal como el calderín y el calderín lateral descritos previamente) donde se calienta y se vaporiza una porción de los líquidos que fluyen hacia abajo en la columna, con lo que se suministran los vapores de agotamiento o de arrastre, que fluyen ascendiendo por la columna para eliminar el metano y los componentes más livianos en el producto líquido, la corriente **44**.

[0021] La corriente del producto líquido **44** sale del fondo de la torre a 65°F [19°C], sobre la base de las especificaciones típicas, que incluyen una relación entre el metano y el etano de 0,010:1 en masa en el producto en el fondo. El gas residual (la corriente de vapor de la cabeza del desmetanizador **41**) pasa en dirección contraria a la corriente del gas de alimentación que ingresa en el intercambiador de calor **13**, donde se lo calienta a -44°F [-42°C] (corriente **41a**), y en el intercambiador de calor **10**, donde se lo calienta a 96°F [36°C] (corriente **41b**). A continuación, el gas residual se comprime nuevamente en dos etapas. La primera etapa comprende el compresor **16**, accionado por la máquina de expansión **15**. La segunda etapa comprende el compresor **20**, accionado por una fuente de energía suplementaria que comprime el gas residual (corriente **41d**) a la presión de la línea para ventas. Después de enfriarlo a 120°F [49°C] en el enfriador de descarga **21**, el producto de gas residual (corriente **41e**) fluye hacia la

4

tubería de gas para venta a 915 psia [6,307 kPa(a)], suficiente para cumplir con los requerimientos de la tubería (habitualmente en el orden de la presión de entrada).

[0022] En la siguiente tabla se presenta un resumen de los caudales y del consumo de energía para el proceso que se ilustra en la FIG.

Tabla I

(FIG. 1)

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

<u>Corriente</u>	<u>Metano</u>	<u>Etano</u>	<u>Propano</u>	<u>Butanos+</u>	<u>Total</u>
31	12,359	546	233	229	13,726
32	8,404	371	159	155	9,334
33	3,955	175	74	74	4,392
34	12,117	493	172	70	13,196
35	242	53	61	159	530
36	3,829	156	54	22	4,170
38	4,071	209	115	181	4,700
39	8,288	337	118	48	9,026
41	12,350	62	5	1	12,620
44	9	484	228	228	1,106

Recuperaciones*

Etano	88,54%
Propano	97,70%
Butanos+	99,65%

Energía

Compresión del gas residual	5,174 HP	[8,506 KW]
-----------------------------	----------	------------

*Basadas en valores de caudal no redondeados

DESCRIPCIÓN DE LA INVENCIÓN

[0023] En la FIG. 2 se ilustra un diagrama de flujo de un proceso de acuerdo con la presente. La composición del gas de alimentación y las condiciones consideradas en el proceso que se presenta en la FIG. 2 son iguales a los de la FIG. 1. Por consiguiente, el proceso de la FIG. 2 puede compararse con el proceso de la FIG. 1 para ilustrar las ventajas de la presente.

[0024] En la simulación del proceso de la FIG. 2, el gas de entrada ingresa en la planta como la corriente 31 y se divide en dos porciones, las corrientes 32 y

33. La primera porción, la corriente **32**, ingresa en un medio intercambiador de calor en la región superior de la sección de enfriamiento de la alimentación **118a** dentro del conjunto de procesamiento **118**. Este medio intercambiador de calor puede estar compuesto por un intercambiador de calor del tipo de aleta y tubo, un intercambiador de calor del tipo de placa, un intercambiador de calor del tipo de aluminio soldado u otro tipo de dispositivo para transferir calor, incluyendo intercambiadores de calor de pasaje múltiple y/o de servicio múltiple. El medio intercambiador de calor está configurado para proveer una corriente de intercambio de calor **32**, que fluye desde un pasaje del medio intercambiador de calor, y una corriente de vapor de destilación, que surge de la sección de separación **118b** dentro del conjunto de calentamiento **118**, que ha sido calentado en el medio intercambiador de calor en la región más larga de la sección de enfriamiento de la alimentación **118a**. La corriente **32** se enfría mientras la corriente de vapor de destilación se calienta en mayor medida, de modo que la corriente **32a** sale del medio intercambiador de calor a -26°F [-32°C].

[0025] La segunda porción, la corriente **33**, ingresa en un medio de transferencia de calor y de masa en la sección de desmetanización **118d**, dentro del conjunto de calentamiento **118**. Este medio de transferencia de calor y de masa también puede estar compuesto por un intercambiador de calor del tipo de aleta y tubo, un intercambiador de calor del tipo de placa, un intercambiador de calor del tipo de aluminio soldado u otro tipo de dispositivo para transferir calor, incluyendo intercambiadores de calor de pasaje múltiple y/o de servicio múltiple. El medio de transferencia de calor y de masa está configurado para proveer una corriente de intercambio de calor **33**, que fluye desde un pasaje del medio de transferencia de calor y de masa, y una corriente de líquido de destilación, que fluye hacia abajo desde la sección de absorción **118c** dentro del conjunto de calentamiento **118**, de modo que corriente **33** se enfría mientras se calienta la corriente de líquido de destilación, lo que resulta en el enfriamiento de la corriente **33a** a -38°F [-39°C] antes de que salga del medio de transferencia de calor y de masa. A medida que se calienta la corriente de líquido de destilación, una porción de ella se vaporiza para formar los vapores de separación, que asciendan a medida que continúa fluyendo hacia abajo el líquido remanente a través del medio de transferencia de calor y de masa. El medio de transferencia de calor y de masa provee un contacto continuo entre los vapores de separación y la corriente de líquido de destilación, de modo que también funciona para proveer la transferencia de masa entre las fases de vapor y de líquido, de modo que se separan el metano

y los componentes más livianos de la corriente del producto líquido **44**.

[0026] Las corrientes **32a** y **33a** se recombinan para formar la corriente **31a**, que ingresa en la sección de separación **118e** dentro del conjunto de calentamiento **118** a -30°F [-34°C] y a 898 psia [6,189 kPa(a)], después de lo cual se separa el vapor (corriente **34**) del líquido condensado (corriente **35**). La sección de separación **118e** tiene una cabeza interna u otro medio para separarla de la sección de desmetanización **118d**, de modo que dos secciones dentro del conjunto de calentamiento **118** pueden operar a presiones diferentes.

[0027] El vapor (la corriente **34**) de la sección de separación **118e** se divide en dos corrientes, **36** y **39**. La corriente **36**, que contiene aproximadamente 32% del vapor total, se combina con el líquido separado (la corriente **35**, a través de la corriente **37**), y la corriente combinada **38** ingresa en un medio intercambiador de calor en la región de enfriamiento de la alimentación **118a**, que se halla en la porción inferior del conjunto de calentamiento **118**. Del mismo modo, este medio intercambiador de calor puede estar compuesto por un intercambiador de calor del tipo de aleta y tubo, un intercambiador de calor del tipo de placa, un intercambiador de calor del tipo de aluminio soldado u otro tipo de dispositivo para transferir calor, incluyendo intercambiadores de calor de pasaje múltiple y/o de servicio múltiple. El medio intercambiador de calor está configurado para proveer el intercambio de calor entre la corriente **38**, que fluye desde un pasaje del medio intercambiador de calor, y la corriente de vapor de destilación, que proviene de la sección de separación **118b**, de modo que la corriente **38** se enfría hasta obtener una condensación sustancial, mientras que la corriente de vapor de destilación se calienta.

[0028] Posteriormente, la corriente sustancialmente condensada **38a** se expande instantáneamente a -130°F [-90°C] a través de la válvula de expansión **14**, a la presión de operación (aproximadamente 415 psia [2861 kPa(a)]) de la sección de absorción **118c**, dentro del conjunto de calentamiento **118**. Durante la expansión se vaporiza una porción de la corriente, lo que resulta en el enfriamiento de la corriente total. En el proceso que se ilustra en la FIG. 2, la corriente expandida **38b** que sale de la válvula de expansión **14** alcanza una temperatura de -136°F [-94°C] y se suministra en la sección de separación **118b** dentro del conjunto de calentamiento **118**. Los líquidos separados en dicha sección son dirigidos a la sección de absorción **118c**, mientras que los vapores remanentes son combinados con los vapores que provienen de la sección de absorción **118c** para formar la corriente de vapor de destilación, que es calentada

en la sección de enfriamiento **118a**.

[0029] El 68% remanente del vapor de la sección de separación **118e** (la corriente **39**) ingresa en una máquina de trabajo de expansión **15**, donde se extrae la energía mecánica de esta porción de la alimentación a alta presión. La máquina **15** expande el vapor de una manera sustancialmente isentrópica a la presión de operación de la sección de absorción **118c**, donde el trabajo de expansión enfría la corriente expandida **39a** a una temperatura de aproximadamente -94°F [-70°C]. Después, la corriente expandida parcialmente condensada **39a** se suministra como alimentación en la región inferior de la sección de absorción **118c** del conjunto de calentamiento **118**.

[0030] La sección de absorción **118c** contiene una pluralidad de bandejas separadas verticalmente, uno o más lechos empaquetados o alguna combinación de bandejas y empaquetamiento. Las bandejas y/o el empaquetamiento en la sección de absorción **118c** proveen el contacto necesario entre los vapores que ascienden y el líquido frío que desciende. La porción líquida de la corriente expandida **39a** se combina con los líquidos que descienden desde la sección de absorción **118c**, y el líquido combinado sigue descendiendo hacia la sección de desmetanización **118d**. Los vapores de separación que provienen de la sección de desmetanización **118d** se combinan con la porción de vapor de la corriente expandida **39a** y ascienden a través de la sección de absorción **118c** para tomar contacto con el líquido descendiente, para condensar y absorber los componentes C_2 , los componentes C_3 y los componentes más pesados de estos vapores.

[0031] Se ha separado el metano y los componentes más livianos del líquido de destilación que fluye hacia abajo desde el medio de transferencia de calor y de masa en la sección de desmetanización **118d** dentro del conjunto de calentamiento **118**. El producto líquido resultante (la corriente **44**) sale de la región inferior de la sección de desmetanización **118d** y abandona el conjunto de calentamiento **118** a 67°F [20°C]. La corriente de vapor de destilación que surge de la sección de separación **118b** se calienta en la sección de enfriamiento de la alimentación **118a**, con lo que se les provee enfriamiento a las corrientes **32** y **38**, como se describió con anterioridad, y la corriente de gas residual resultante **41** sale del conjunto de calentamiento **118** a 96°F [36°C]. Posteriormente, el gas residual se comprime nuevamente en dos etapas, el compresor **16**, operado por la máquina de expansión **15**, y el compresor **20**, operado por una fuente de energía suplementaria. Una vez que la corriente **41b** se enfría a 120°F [49°C] en el enfriador de descarga **21**, el producto de gas residual (la corriente **41c**) fluye a

través de la tubería del gas para ventas a 915 psia [6307 kPa(a)].

[0032] En la siguiente tabla se presenta un resumen de los caudales y del consumo de energía para el proceso ilustrado en la FIG. 2.

Tabla II

(FIG. 2)

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

<u>Corriente</u>	<u>Metano</u>	<u>Etano</u>	<u>Propano</u>	<u>Butanos+</u>	<u>Total</u>
31	12,359	546	233	229	13,726
32	8,651	382	163	160	9,608
33	3,708	164	70	69	4,118
34	12,139	498	176	74	13,234
35	220	48	57	155	492
36	3,860	158	56	24	4,208
37	220	48	57	155	492
38	4,080	206	113	179	4,700
39	8,279	340	120	50	9,026
41	12,350	62	5	1	12,625
44	9	484	228	228	1,101

Recuperaciones*

Etano	88,58%
Propano	97,67%
Butanos+	99,64%

Energía

Compresión del gas residual 4,829 HP [7,939 kW]

*Basadas en valores de caudal no redondeados

[0033] Al compararse las tablas I y II, se observa que con la presente se mantienen esencialmente las mismas recuperaciones que con los antecedentes técnicos. Sin embargo, al continuar con la comparación entre las tablas I y II, se demuestra que los rendimientos del producto se obtuvieron usando significativamente menos energía que con los antecedentes técnicos. En términos de la eficiencia de la recuperación (definida a partir de la cantidad de etano recuperado por unidad de energía), la presente representa una mejora de prácticamente 7% en comparación con el proceso de los antecedentes técnicos, que se representa en la FIG. 1.

[0034] La mejora en la eficiencia de la recuperación provista por la presente

en comparación con el proceso de los antecedentes técnicos, que se representa en la FIG. 1, se debe primariamente a dos factores. Primero, la disposición compacta del medio intercambiador de calor en la sección de enfriamiento de la alimentación **118a** y el medio de transferencia de calor y de masa en la sección de desmetanización **118d** en el conjunto de calentamiento **118** permiten eliminar la caída de presión que provoca la tubería de interconexión que hay en las plantas de procesamiento convencionales. El resultado es que la porción del gas de alimentación que fluye a la máquina de expansión **15** se halla a una presión mayor para la presente en comparación con los antecedentes técnicos, lo que permite que la máquina de expansión **15** en la presente produzca la misma cantidad de energía con una mayor presión de salida que la que podría producir la máquina de expansión **15** de los antecedentes técnicos con una presión de salida menor. Por consiguiente, la sección de absorción **118c** en el conjunto de calentamiento **118** de la presente puede operar a una presión mayor que la columna de fraccionamiento **18** de los antecedentes técnicos, al tiempo que se mantiene el mismo nivel de recuperación. Esta mayor presión de operación, más la reducción en la caída de presión para el gas residual, debido a la eliminación de la tubería de interconexión, resulta en una presión significativamente más elevada para el gas residual que ingresa en el compresor **20**, con lo que se reduce la energía necesaria de acuerdo con la presente para restaurar la presión del gas residual hasta alcanzar la de la tubería.

[0035] Segundo, mediante el uso del medio de transferencia de calor y de masa en la sección de desmetanización **118d** para calentar simultáneamente el líquido de destilación que sale de la sección de absorción **118c** mientras se permite que los vapores resultantes tomen contacto con el líquido, con el fin de separar sus componentes volátiles, se obtiene una mayor eficiencia que al usar una columna de destilación convencional con calderines externos. Los componentes volátiles se separan del líquido de manera continua, con lo que se reduce la concentración de los componentes volátiles en los vapores de separación con mayor velocidad y se mejora la eficiencia de la separación para la presente.

[0036] La presente presenta dos ventajas adicionales en comparación con los antecedentes técnicos, además del incremento en la eficiencia del procesamiento. Primero, la disposición compacta del conjunto de calentamiento **118** de la presente permite reemplazar las cinco piezas de equipo de los antecedentes técnicos (los intercambiadores de calor **10**, **11** y **13**; el separador **12**

y la torre de fraccionamiento **18** en la FIG. 1) por una sola pieza (el conjunto de calentamiento **118** en la FIG. 2). De esta manera se reducen los requerimientos de espacio y se elimina la tubería de interconexión, con lo que se reduciría el costo de capital de una planta de procesamiento donde se empleara la presente, en comparación con los antecedentes técnicos. Segundo, la eliminación de la tubería de interconexión resultaría en la presencia de menos conexiones soldadas en una planta de procesamiento donde se empleara la presente, en comparación con los antecedentes técnicos, de modo tal que se reduciría la cantidad de fuentes de pérdidas potenciales en la planta. Los hidrocarburos son compuestos orgánicos volátiles (VOC), algunos de los cuales están clasificados como gases de invernaderos, y algunos de los cuales pueden ser precursores para la formación de ozono atmosférico, por lo que la presente permite reducir el potencial de emanaciones atmosféricas que puedan dañar el ambiente.

Otras realizaciones

[0037] Algunas circunstancias pueden favorecer el suministro de la corriente de líquido **35** directamente en la región inferior de la sección de absorción **118c** a través de la corriente **40**, como se ilustra en las FIG. 2, 4, 6 y 8. En estos casos, se usa un dispositivo de expansión apropiado (tal como la válvula de expansión **17**) para expandir el líquido hasta alcanzar la presión de operación de la sección de absorción **118c** y se suministra la corriente de líquido expandido resultante **40a** como alimentación en la región inferior de la sección de absorción **118c** (como se ilustra con líneas punteadas). Algunas circunstancias pueden favorecer la combinación de una porción de la corriente de líquido **35** (corriente **37**) con el vapor en la corriente **36** (FIG. 2 y 6) o con la segunda porción enfriada **33a** (FIG. 4 y 8) para formar la corriente combinada **38**, y el direccionamiento de la porción de la corriente de líquido resultante **35** hacia la región inferior de la sección de absorción **118c** a través de las corrientes **40/40a**. Algunas circunstancias pueden favorecer la combinación de la corriente de líquido expandido **40a** con la corriente expandida **39a** (FIG. 2 y 6) o la corriente expandida **34a** (FIG. 4 y 8), para luego suministrar la corriente combinada en la región inferior de la sección de absorción **118c** como una única alimentación.

[0038] Si el gas de alimentación es más rico, la cantidad de líquido separado en la corriente **35** puede ser suficientemente grande para colocar una zona de transferencia de masa adicional en la sección de desmetanización **118d**, entre la corriente expandida **39a** y la corriente de líquido expandido **40a**, como se ilustra en las FIG. 3 y 7, o entre la corriente expandida **34a** y la corriente de líquido

expandido **40a**, como se ilustra en las FIG. 5 y 9. En estos casos, el medio de transferencia de calor y de masa en la sección de desmetanización **118d** puede configurarse en partes superiores e inferiores, de modo que la corriente de líquido expandido **40a** pueda suministrarse entre las dos partes. Como se ilustra con líneas punteadas, algunas circunstancias pueden favorecer la combinación de una porción de la corriente de líquido **35** (la corriente **37**) con el vapor en la corriente **36** (FIG. 3 y 7) o con la segunda porción enfriada **33a** (FIG. 5 y 9) para formar la corriente combinada **38**, mientras que la porción de la corriente de líquido remanente **35** (la corriente **40**) se expande a una presión menor y se suministra entre las partes superiores e inferiores del medio de transferencia de calor y de masa en la sección de desmetanización **118d** como la corriente **40a**.

[0039] Algunas circunstancias pueden favorecer no combinar la primera y la segunda porción combinada (las corrientes **32a** y **33a**), como se ilustra en FIG. 4, 5, 8 y 9. En estos casos, solamente la primera porción enfriada **32a** se dirige a la sección de separación **118e** del conjunto de calentamiento **118** (FIG. 4 y 5) o al separador **12** (FIG. 8 y 9), donde el vapor (la corriente **34**) se separa del líquido condensado (corriente **35**). La corriente de vapor **34** ingresa en la máquina de trabajo de expansión **15** y se expande de una manera sustancialmente isentrópica a la presión de operación de la sección de absorción **118c**, después de lo cual la corriente expandida **34a** se suministra como alimentación en la región inferior de la sección de absorción **118c** del conjunto de calentamiento **118**. La segunda porción enfriada **33a** se combina con el líquido separado (la corriente **35**, a través de la corriente **37**) y la corriente combinada **38** se dirige al medio intercambiador de calor en la sección de la región de enfriamiento de la alimentación inferior **118a** dentro del conjunto de calentamiento **118** y se enfría hasta obtener una condensación sustancial. La corriente sustancialmente condensada **38a** se expande instantáneamente a través de la válvula de expansión **14** hasta alcanzar la presión de operación de la sección de absorción **118c**, después de lo cual la corriente expandida **38b** se suministra en la sección de separación **118b** del conjunto de calentamiento **118**. Algunas circunstancias pueden favorecer la combinación de tan solo una porción (la corriente **37**) de la corriente de líquido **35** con la segunda porción enfriada **33a**, donde la porción remanente (la corriente **40**) se suministra en la región inferior de la sección de absorción **118c** a través de la válvula de expansión **17**. Otras circunstancias pueden favorecer la transferencia de la totalidad de la corriente de líquido **35** a la región inferior de la sección de absorción **118c** a través de la válvula de expansión **17**.

[0040] En algunas circunstancias, puede resultar ventajoso usar un recipiente separador externo para separar la corriente de alimentación enfriada **31a** o la primera porción enfriada **32a**, en vez de incluir la sección de separación **118e** en el conjunto de calentamiento **118**. Como se ilustra en las FIG. 6 y 7, el separador **12** puede usarse para separar la corriente de alimentación enfriada **31a** en la corriente de vapor **34** y la corriente de líquido **35**. Del mismo modo, como se ilustra en las FIG. 8 y 9, el separador **12** puede usarse para separar la primera porción enfriada **32a** en la corriente de vapor **34** y la corriente de líquido **35**.

[0041] Dependiendo de la cantidad de hidrocarburos pesados en el gas de alimentación y de la presión del gas de alimentación, la corriente de alimentación enfriada **31a** que ingresa en la sección de separación **118e** en las FIG. 2 y 3 o en el separador **12** en las FIG. 6 y 7 (o la primera porción enfriada **32a** que ingresa en la sección de separación **118e** en las FIG. 4 y 5 o en el separador **12** en las FIG. 8 y 9) puede no contener líquido alguno (debido a que se halle a una temperatura superior a su punto de rocío o debido a que la presión sea demasiado elevada). En estos casos, no hay líquido en las corrientes **35** y **37** (lo que se representa con líneas punteadas), de modo que solamente el vapor de la sección de separación **118e** en la corriente **36** (FIG. 2 y 3), el vapor del separador **12** en la corriente **36** (FIG. 6 y 7) o la segunda porción enfriada **33a** (FIG. 4, 5, 8 y 9) fluyen a la corriente **38** para convertirse en la corriente expandida sustancialmente condensada **38b**, la cual se suministra en la sección de separación **118b** en el conjunto de calentamiento **118**. En estas circunstancias, puede no ser necesaria la sección de separación **118e** en el conjunto de calentamiento **118** (FIG. 2 a 5) o en el separador **12** (FIG. 6 a 9).

[0042] A partir de las condiciones del gas de alimentación, el tamaño de la planta, el equipo disponible u otros factores puede determinarse la factibilidad de la eliminación de la máquina de trabajo de expansión **15** o su reemplazo por un dispositivo de expansión alternativo (tal como una válvula de expansión). Aunque se representa la expansión de corrientes individuales en dispositivos de expansión particulares, podrán emplearse medios de expansión alternativos cuando sea apropiado. Por ejemplo, las condiciones pueden garantizar el trabajo de expansión de la porción sustancialmente condensada de la corriente de alimentación (la corriente **38a**).

[0043] De acuerdo con la presente, puede recurrirse al uso de refrigeración externa para proveerle el enfriamiento disponible al gas de entrada desde el vapor de destilación y la corriente de líquidos, particularmente en el caso de un gas de

entrada rico. En estos casos, puede incluirse un medio de transferencia de calor y de masa en la sección de separación **118e** (o un medio de recolección de gas en los casos donde la corriente de alimentación enfriada **31a** o la primera porción enfriada **32a** no contengan líquidos), como se ilustra con líneas punteadas en las FIG. 2 a 5, o puede incluirse un medio de transferencia de calor y de masa en el separador **12**, como se ilustra con líneas punteadas en las FIG. 6 a 9. Este medio de transferencia de calor y de masa puede estar compuesto por un intercambiador de calor del tipo de aleta y tubo, un intercambiador de calor del tipo de placa, un intercambiador de calor del tipo de aluminio soldado u otro tipo de dispositivo para transferir calor, incluyendo intercambiadores de calor de pasaje múltiple y/o de servicio múltiple. El medio de transferencia de calor y de masa está configurado para proveer el intercambio de calor entre una corriente de refrigerante (por ejemplo, propano), que fluye a través de uno o más pasajes desde el medio de transferencia de calor y de masa, y la porción de la corriente vapor **31a** (FIG. 2, 3, 6 y 7) o la corriente **32a** (FIG. 4, 5, 8 y 9), que fluye hacia arriba, de modo que el refrigerante enfríe en mayor medida el vapor y condense más líquido, el cual descenderá para formar parte del líquido eliminado en la corriente **35**. Como alternativa, podrían usarse uno o más enfriadores de gas convencionales para enfriar la corriente **32a**, la corriente **33a** y/o la corriente **31a** con el refrigerante, antes de que la corriente **31a** ingresara en la sección de separación **118e** (FIG. 2 y 3) o en el separador **12** (FIG. 6 y 7), o antes de que la corriente **32a** ingresara en la sección de separación **118e** (FIG. 4 y 5) o en el separador **12** (FIG. 8 y 9).

[0044] Dependiendo de la temperatura y la riqueza del gas de alimentación y de la cantidad de los componentes C_2 que se deseara recuperar en la corriente del producto líquido **44**, podría no haber suficiente calor disponible en la corriente **33** para provocar la salida del líquido de la sección de desmetanización **118d** para cumplir con las especificaciones del producto. En estos casos, el medio de transferencia de calor y de masa en la sección de desmetanización **118d** puede incluir provisiones para proveer un calentamiento adicional – donde el medio de calentamiento está representado por las líneas punteadas en las FIG. 2 a 9. Como alternativa, podría incluirse otro medio de transferencia de calor y de masa en la región inferior de la sección de desmetanización **118d** para proveer un calentamiento adicional, o podría calentarse la corriente **33** con el medio de calentamiento antes de suministrarla en el medio de transferencia de calor y de masa en la sección de desmetanización **118d**.

[0045] Dependiendo del tipo de dispositivos de transferencia de calor

seleccionados para el medio intercambiador de calor en las regiones superiores e inferiores de la sección de enfriamiento de la alimentación **118a**, podría ser posible combinar estos medios intercambiadores de calor en un solo dispositivo intercambiador de calor de pasaje múltiple y/o de servicio múltiple. En estos casos, el dispositivo intercambiador de calor de pasaje múltiple y/o de servicio múltiple incluiría medios apropiados para distribuir, segregar y recolectar la corriente **32**, la corriente **38** y la corriente de vapor de destilación, con el fin de efectuar el enfriamiento y el calentamiento deseados.

[0046] Algunas circunstancias pueden favorecer proveer una transferencia de masa adicional en la región superior de la sección de desmetanización **118d**. En estos casos, puede haber un medio de transferencia de masa localizado en un punto debajo del ingreso de la corriente expandida **39a** (FIG. 2, 3, 6 y 7) o de la corriente expandida **34a** (FIG. 4, 5, 8 y 9), en la región inferior de la sección de absorción **118c**, y sobre la salida de la segunda porción enfriada **33a** del medio de transferencia de calor y de masa en la sección de desmetanización **118d**.

[0047] Una opción menos preferida para las realizaciones de las FIG. 2, 3, 6 y 7 de la presente comprende proveer un recipiente separador para la primera porción enfriada **32a**, un recipiente separador para la segunda porción enfriada **33a**, combinar las corrientes de vapor separadas para formar la corriente de vapor **34** y combinar las corrientes de líquido separadas para formar la corriente de líquido **35**. Otra opción menos preferida para la presente comprende enfriar la corriente **37** en un medio intercambiador de calor separado dentro de la sección enfriamiento de la alimentación **118a** (en vez de combinar la corriente **37** con la corriente **36** o con la corriente **33a**, para formar la corriente combinada **38**), expandir la corriente enfriada en un dispositivo de expansión separado y suministrar la corriente expandida en una región intermedia en la sección de absorción **118c**.

[0048] Ha de comprenderse que la cantidad relativa de alimentación en cada rama de la alimentación de vapor dividida dependerá de varios factores, incluyendo la presión del gas, la composición del gas de alimentación, la cantidad de calor que pueda extraerse en forma rentable de la alimentación y la cantidad de energía disponible. Una alimentación mayor sobre la sección de absorción **118c** puede incrementar la recuperación y reducir la energía recuperada del expansor, para incrementar los requerimientos energéticos de la recompresión. El incremento de la alimentación debajo de la sección de absorción **118c** permite reducir el consumo de energía, pero también permite reducir la recuperación del

22

producto.

[0049] En la presente se provee una recuperación mejorada de los componentes C_2 , de los componentes C_3 y de los componentes de hidrocarburos más pesados o de componentes C_3 , y de los componentes de hidrocarburos más pesados, respecto de la cantidad de consumo de utilidades necesario para operar el proceso. Una mejora en el consumo de utilidades necesario para operar el proceso puede darse en forma de requerimientos energéticos reducidos para la compresión o la recompresión, requerimientos energéticos reducidos para la refrigeración externa, requerimientos energéticos reducidos para el calentamiento adicional o una combinación de los anteriores.

[0050] Si bien se ha descrito lo que se considera como realizaciones preferidas de la invención, aquellos versados en la técnica han de comprender que es posible efectuar otras modificaciones y modificaciones adicionales, por ejemplo, para adaptar la invención a distintas condiciones, tipos de alimentación u otros requerimientos, sin apartarse del espíritu de la presente, que se define en las reivindicaciones más adelante.

REIVINDICACIONES MODIFICADAS

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

- (1) dicha corriente de gas se divide en una primera y una segunda porción;
- (2) dicha primera porción se enfría para formar una primera porción enfriada y posteriormente, opcionalmente, se expande hasta una presión disminuida;
- (3) dicha primera porción enfriada, opcionalmente expandida, se suministra como al menos una primera alimentación inferior a un medio de absorción alojado en un conjunto de procesamiento;
- (4) dicha segunda porción se enfría para, opcionalmente, condensarla de manera sustancialmente completa, formando una segunda porción enfriada y posteriormente, opcionalmente, se expande a dicha presión disminuida con lo que se enfría en mayor medida;
- (5) dicha segunda porción enfriada y expandida se suministra como una alimentación superior a dicho medio de absorción;
- (6) una corriente de vapor de destilación se recolecta de la región superior de dicho medio absorbente y se calienta en uno o más medios intercambiadores de calor alojados en dicho conjunto de procesamiento, de manera de proveer al menos una porción del enfriamiento de la etapa (2) y opcionalmente del enfriamiento de la etapa (4), y luego descargar dicha corriente de vapor de destilación caliente de dicho conjunto de procesamiento como dicha fracción de gas residual volátil;

- (7) una corriente de líquido de destilación se recolecta de la región inferior de dicho medio absorbente y se calienta en un medio de transferencia de calor y de masa alojado en dicho conjunto de procesamiento, de manera de proveer al menos una porción del enfriamiento de la etapa (4), mientras que simultáneamente se separan los componentes más volátiles de dicha corriente de líquido de destilación, y luego descargar dicha corriente de líquido de destilación caliente y separada de dicho conjunto de procesamiento como dicha fracción relativamente menos volátil; y
 - (8) las cantidades y las temperaturas de dichas corrientes de alimentación para dicho medio absorbente son efectivas para mantener la temperatura de dicha región superior de dicho medio absorbente en una temperatura a la cual es posible recuperar las porciones mayores de los componentes en dicha fracción relativamente menos volátil.
2. El proceso de acuerdo con la reivindicación 1, en donde dicha primera porción enfriada se combina con dicha segunda porción enfriada para formar una corriente de gas enfriado; dicha corriente de gas enfriado se divide opcionalmente en una primera y en una segunda corrientes; dicha primera corriente se enfría para condensar sustancialmente la totalidad de la misma y posteriormente se expande hasta una presión reducida con lo que se enfría aún más; dicha primera corriente enfriada y expandida se suministra como dicha alimentación superior a dicho medio de absorción; dicha segunda corriente se expande a dicha presión reducida y se suministra como dicha al menos primera alimentación inferior a dicho medio de absorción; y dicho calentamiento de dicha corriente de vapor de destilación suministra al menos una porción del enfriamiento de dicha primera porción y dicha primera corriente.
3. El proceso de acuerdo con la reivindicación 1, en donde dicha primera porción se enfría suficientemente para condensarla parcialmente, se suministra a un medio de separación, y se separa allí para proporcionar una corriente de vapor y al menos una corriente líquida; dicha corriente de vapor se expande hasta dicha presión reducida y se suministra como dicha al menos primera alimentación

25

inferior a dicho medio de absorción; y al menos una porción de dicha al menos una corriente líquida se expanda hasta dicha presión reducida y se suministra como una segunda alimentación inferior a dicho medio de absorción.

4. El proceso de acuerdo con la reivindicación 3, en el que dicha segunda porción enfriada se combina con al menos una porción de dicha al menos una corriente líquida para formar una corriente combinada; dicha corriente combinada se enfría para condensar sustancialmente la totalidad de la misma y se expande posteriormente a dicha presión reducida mediante lo cual se enfría aún más; dicha corriente combinada enfriada y expandida se suministra como dicha alimentación superior a dicho medio absorbente; cualquier porción restante de dicha al menos una corriente líquida que se expande a dicha presión reducida y se suministra a dicha segunda alimentación inferior a dicho medio absorbente, y dicho calentamiento de dicha corriente de vapor de destilación suministra al menos una porción del enfriamiento de dicha primera parte y dicha corriente combinada.

5. El proceso de acuerdo con la reivindicación 2, en donde dicha primera porción enfriada y dicha segunda porción enfriada se combinan para formar una corriente de gas parcialmente condensado, después de lo cual dicha corriente de gas parcialmente condensado se suministra a un medio de separación y se separa en el mismo para proporcionar una corriente de vapor y al menos una corriente líquida; dicha corriente de vapor se divide en dichas primera y segunda corrientes, y al menos una porción de dicha al menos una corriente líquida se expande a dicha presión reducida y se suministra como una segunda alimentación inferior a dicho medio de absorción.

6. El proceso de acuerdo con la reivindicación 5, en donde antes de enfriar dicha primera corriente se combina con al menos una porción de dicha al menos una corriente líquida para formar una corriente combinada; dicha corriente combinada se enfría para condensar sustancialmente la totalidad de la misma y posteriormente es expandida a dicha presión reducida por el cual se enfría aún más; dicho corriente combinada enfriada y expandida se suministra como dicha alimentación superior a dicho medio de absorción; cualquier porción restante de dicha al menos una corriente líquida se expande a dicha presión reducida y se suministra como dicha segunda alimentación inferior a dicho medio de absorción, y dicho calentamiento de dicho vapor de destilación suministra al menos una

porción del enfriamiento de dicha primera porción y dicha corriente combinada.

7. El proceso de acuerdo con la reivindicación 3, 4, 5 o 6 en donde:
 - (1) dicho medio de transferencia calor y de masa está dispuesto en las regiones superior e inferior; y
 - (2) dicha al menos una porción expandida de dicha al menos una corriente líquida o dicho cualquier porción restante expandida de dicha al menos una corriente líquida que se suministra a dicho conjunto de procesamiento para entrar entre dichas regiones superior e inferior de dicho medio de transferencia de calor y masa.
8. El proceso de acuerdo con la reivindicación 3, 4, 5, 6 o 7 en el que dicho medio de separación está alojado en dicho conjunto de procesamiento.
9. El proceso de acuerdo con la reivindicación 1, en donde
 - (1) un medio de recolección de gas está alojado en dicho conjunto de procesamiento;
 - (2) un medio de transferencia de calor y de masa adicional se incluye dentro de dicho medio de recolección de gas, dicho medio de transferencia de calor y de masa adicional incluyendo uno o más pasos para un medio de refrigeración externa;
 - (3) dicha primera porción enfriada se suministra a dicho medio de recolección de gas y se dirige a dicho medio de transferencia de calor y de masa adicional para ser enfriada adicionalmente por dicho medio de refrigeración externa, y
 - (4) dicha primera porción adicionalmente enfriada se expande a dicha presión reducida y después se suministra como dicha alimentación inferior a dicho medio absorbentes.
10. El proceso de acuerdo con la reivindicación 2 en donde

27

- (1) un medio de recolección de gas está alojado en dicho conjunto de procesamiento;
- (2) un medio de transferencia de calor y de masa adicional se incluye dentro de dicho medio de recolección de gas, dicho medio de transferencia de calor y de masa adicional incluyendo uno o más pasos para un medio de refrigeración externa;
- (3) dicha corriente de gas enfriado se suministra a dicho medio de recolección de gas y se dirige a dicho medio de transferencia de calor y de masa adicional para ser enfriada adicionalmente por dicho medio de refrigeración externa, y
- (4) dicha primera porción adicionalmente enfriada se divide en dichas primera y segunda corrientes.

11. El proceso de acuerdo con la reivindicación 3, 4, 5, 6, 7 o 8 en el que:

- (1) un medio de transferencia de calor y de masa adicional se incluye dentro de dicho medio de separación, dicho medio de transferencia de calor y de masa adicional incluyendo uno o más pasos para un medio de refrigeración externa;
- (2) dicha corriente de vapor se dirige a dicho medio de transferencia de calor y de masa adicional para ser enfriada adicionalmente por dicho medio de refrigeración externa para formar un condensado adicional, y
- (3) dicho condensado se hace parte de dicha al menos una corriente líquida separada allí mismo.

12. El proceso de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones precedentes en donde dicho medio de transferencia de calor y de masa incluye uno o más pasos para un medio de calentamiento externo, para complementar el calentamiento provisto por dicho gas de alimentación, para la separación de los

componentes más volátiles de dicha corriente líquida de destilación

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

- (1) al menos un primer medio de división para dividir dicha corriente de gas en una primera y una segunda porción;
- (2) un primer medio intercambiador de calor alojado en un conjunto de procesamiento y conectado con dicho primer medio de división para recibir dicha primera porción y enfriarla para formar una primera porción enfriada;
- (3) un medio de transferencia de calor y de masa alojado en dicho conjunto de procesamiento y conectado con dicho primer medio de división para recibir dicha segunda porción y enfriarla para formar una segunda porción enfriada;
- (4) un segundo medio intercambiador de calor alojado en dicho conjunto de procesamiento y conectado con dicho medio de transferencia de calor y de masa para recibir opcionalmente dicha segunda porción enfriada y enfriarla adicionalmente de manera suficiente para condensarla sustancialmente;
- (5) un primer medio de expansión conectado con dicho segundo medio intercambiador de calor para recibir opcionalmente dicha segunda porción sustancialmente condensada y expandirla a una presión menor;
- (6) un medio de absorción alojado en dicho conjunto de procesamiento y conectado con dicho primer medio de expansión para recibir dicha segunda porción enfriada y opcionalmente expandida como una

alimentación superior;

- (7) un segundo medio de expansión conectado con dicho primer medio intercambiador de calor para recibir opcionalmente dicha primera porción enfriada y expandirla a dicha presión menor, donde dicho segundo medio de expansión también está conectado con dicho medio absorbente para proveer dicha primera porción enfriada y opcionalmente expandida como al menos una primera alimentación inferior;
- (8) un medio de recolección de vapor alojado en dicho conjunto de procesamiento y conectado con dicho medio de absorción para recibir una corriente de vapor de destilación de una región superior de dicho medio de absorción;
- (9) dicho segundo medio intercambiador de calor también está conectado con dicho medio de recolección de vapor para recibir dicha corriente de vapor de destilación y calentarla, de manera de proveer opcionalmente al menos una porción del enfriamiento del paso (4);
- (10) dicho primer medio intercambiador de calor también está conectado con dicho segundo medio intercambiador de calor para recibir dicha corriente de vapor de destilación caliente y calentarla en mayor medida, de manera de proveer al menos una porción del enfriamiento del paso (2), para luego descargar dicha corriente de vapor de destilación sometida a un calentamiento adicional proveniente de dicho conjunto de procesamiento como dicha fracción de gas residual volátil;
- (11) un medio de recolección de líquido alojado en dicho conjunto de procesamiento y conectado con dicho medio de absorción para recibir una corriente de líquido de destilación de una región inferior de dicho medio de absorción;
- (12) dicho medio de transferencia de calor y de masa también está

conectado con dicho medio de recolección de líquido para recibir dicha corriente de líquido de destilación y calentarla, de manera de proveer al menos una porción del enfriamiento del paso (3), mientras que simultáneamente se separan los componentes más volátiles de dicha corriente de líquido de destilación, para luego descargar dicha corriente de líquido de destilación caliente y separada de dicho conjunto de procesamiento como dicha fracción relativamente menos volátil; y

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

14. El aparato de acuerdo a la reivindicación 13, que adicionalmente comprende un medio de combinación conectado a dicho primer medio intercambiador de calor y dicho medio de transferencia de calor y de masa para recibir dicha primera porción enfriada y dicha segunda porción enfriada y formar una corriente de gas enfriado; un segundo medio de división opcionalmente conectado a dicho medio de combinación para recibir dicha corriente de gas enfriado y dividirla en una primera y segunda corrientes; dicho segundo medio intercambiador de calor opcionalmente conectado a dicho segundo medio de división para recibir dicha primera corriente y, opcionalmente, enfriarla lo suficiente para condensarla sustancialmente; dicho primer medio de expansión conectado a dicho segundo medio intercambiador de calor para recibir opcionalmente dicha primera corriente enfriada y sustancialmente condensada y expandirla a dicha presión menor; dicho medio de absorción conectado a dicho primer medio de expansión para recibir dicha primera corriente enfriada y expandida como dicha alimentación superior; y dicho segundo medio de expansión conectado a dicho segundo medio de división para recibir dicha segunda corriente y expandirla a dicha presión menor, dicho segundo medio de expansión conectado además a dicho medio de absorción para suministrar dicha segunda corriente expandida como dicha al menos primera alimentación inferior.

15. El aparato de acuerdo a la reivindicación 13 en donde dicho primer medio intercambiador de calor está adaptado para enfriar suficientemente dicha primera porción para condensarla parcialmente, y que comprende adicionalmente medios de separación conectados a dicho primer medio intercambiador de calor para recibir dicha primera porción enfriada y parcialmente condensada y para separarla en una corriente de vapor y al menos una corriente líquida; dicho segundo medio de expansión conectado a dichos medios de separación para recibir dicha corriente de vapor y expandirla a dicha presión menor, dicho segundo medio de expansión está además conectado a dichos medio de absorción para suministrar dicha corriente de vapor expandido como dicha por lo menos primera alimentación inferior; y tercer medio de expansión conectado a dichos medios de separación para recibir al menos una porción de dicha al menos una corriente líquida y expandirla a dicha presión menor, dicho tercer medio de expansión conectado además a dicho medio de absorción para suministrar dicha corriente líquida expandida como una segunda alimentación inferior.

16. El aparato de acuerdo a la reivindicación 15, que adicionalmente comprende al menos un primer medio de combinación conectado a dicho medio transferencia de calor y de masa y dichos medios de separación para recibir dicha segunda porción enfriada y al menos una porción de dicha al menos una corriente líquida y formar una corriente combinada; dicho segundo medio intercambiador de calor conectado a dicho medio de combinación para recibir dicha corriente combinada y enfriarla lo suficiente para condensarla sustancialmente, dicho primer medio de expansión conectado a dicho segundo medio intercambiador de calor para recibir dicha corriente combinada sustancialmente condensada y expandirla a dicha presión menor; dicho medio de absorción de conectado a dicho primer medio de expansión para recibir dicha corriente combinada enfriada y expandida como dicha alimentación superior, y dicho tercer medio de expansión conectado a dicho medio de separación para recibir cualquier porción restante de dicha al menos una corriente líquida y expandirla a dicha presión menor.

17. El aparato de acuerdo a la reivindicación 14, en donde dicha primera porción enfriada y dicha segunda porción enfriada se combinan en dicho medio de combinación para formar una corriente de gas enfriado parcialmente condensado, y que comprende además medios de separación conectados a dicho medio de combinación para recibir dicha corriente de gas enfriado parcialmente condensado

y separarla en una corriente de vapor y al menos una corriente líquida; dicho segundo medio de división conectado a dichos medios de separación para recibir dicha corriente de vapor y dividirla en dichas primera y segunda corrientes; y un tercer medio de expansión conectado a dichos medios de separación para recibir al menos una porción de dicha al menos una corriente líquida y expandirla a dicha presión menor, dicho tercer medio de expansión conectado además a dicho medio de absorción para suministrar dicha corriente de líquido expandido como una segunda alimentación inferior.

18. El aparato de acuerdo a la reivindicación 17, que comprende además un segundo medio de combinación conectado a dicho segundo medio de división y dichos medios de separación para recibir dicha primera corriente y al menos una porción de dicha al menos una corriente líquida y formar una corriente combinada; dicho segundo medio intercambiador de calor conectado a dicho segundo medio de combinación para recibir dicha corriente combinada y enfriarla suficientemente para condensarla sustancialmente; dicho primer medio de expansión conectado a dicho segundo medio intercambiador de calor para recibir dicha corriente combinada sustancialmente condensada y expandirla a dicha presión menor; dicho medio de absorción conectado a dicho primer medio de expansión para recibir dicha corriente combinada enfriada y expandida como dicha alimentación superior; y dicho tercer medio de expansión conectado a dichos medios de separación para recibir cualquier porción restante de dicha al menos una corriente líquida y expandirla a dicha presión menor.

19. El aparato de acuerdo con la reivindicación 15, 16, 17 o 18, en donde

- (1) dicho medio de transferencia de calor y de masa está dispuesto en regiones superiores e inferiores; y
- (2) dicho conjunto de procesamiento está conectado con dicho tercer medio de expansión para recibir dicha al menos una porción de dicha al menos una corriente líquida expandida o dicha porción restante de dicha al menos una corriente líquida expandida y dirigirla entre dichas regiones superiores e inferiores de dicho medio de transferencia de calor y de masa.

20. El aparato de acuerdo con la reivindicación 15, 16, 17, 18, o 19 en donde dicho medio de separación está alojado en dicho conjunto de procesamiento.

21. El aparato de acuerdo con la reivindicación 14, en donde

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

22. El aparato de acuerdo con la reivindicación 13, en donde

- (1) un medio de recolección de gas se aloja en dicho conjunto de procesamiento;
- (2) un medio de transferencia de calor y de masa adicional se incluye en dicho medio de recolección de gas, dicho medio de transferencia de calor y de masa adicional incluye uno o más pasos para un medio de refrigeración externo;
- (3) dicho medio de recolección de gas está conectado con dicho primer medio intercambiador de calor para recibir dicha primera porción

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

- (4) dicho segundo medio de expansión está adaptado para ser conectado con dicho medio de recolección para recibir dicha primera porción enfriada adicional y expandirla a dicha presión menor, donde dicho segundo medio de expansión también está conectado con dicho medio de absorción para suministrar dicha primera porción enfriada y expandida adicional como dicha alimentación superior.

23. El aparato de acuerdo con la reivindicación 15, 16, 17, 18, 19 o 20, en donde

- (1) un medio de transferencia de calor y de masa adicional se incluye en dichos medios de separación, dicho medio de transferencia de calor y de masa adicional incluye uno o más pasos para un medio de refrigeración externo;
- (2) dicha corriente de vapor se dirige a dicho medio de transferencia de calor y de masa adicional para que sea enfriada por dicho medio de refrigeración externo para formar un condensado adicional; y
- (3) dicho condensado pasa a formar parte de dicha al menos una corriente líquida separada.

24. El aparato de acuerdo con la reivindicación 13, 14, 15, 16, 17, 18, 19, 20, 21, 22 o 23 en donde dicho medio de transferencia de calor y de masa incluye uno o más pasos para un medio de calentamiento externo para complementar el calentamiento provisto por dicha segunda porción, para la separación de los componentes más volátiles de dicha corriente de líquido de destilación.