

AS. 119.279

DIRECCIÓN DE NUEVAS CREACIONES
MODIFICACIONES Y/O CORRECCIONES

1. Identificación del Trámite

☐ 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. 11 177.217

Aparece

Debe ser

Modificación:

☒ Modificación al capítulo reivindicatorio.

☒ Modificación al capítulo descriptivo.

☐ Modificación al resumen.

☐ Modificación a los dibujos.

☐ Modificación al solicitante.

5.

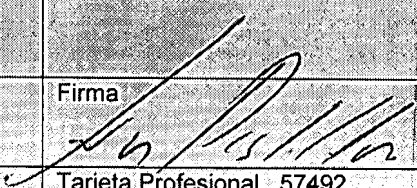
Anexos

☒ 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

119279

SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO NIT : 800.176.089-2 - / -					
 Industria y Comercio SUPERINTENDENCIA	RECIBO DE CAJA			No. 12 - 0095241	
				Bogotá D.C., Septiembre 14 de 2012 - 17:41:11	
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	102888	20/10/2011		289.000.00
RECIBO DE CA	999999999	117053	02/12/2011		819.000.00
CONSIGNACION	BANCO DE BOGOTA	062754387	447762641	14/09/2012	25.834.400.00
*** 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. 11-177217- -00004-0000					
Fecha: 2012-12-03 16:27:45 Dep. 2020 DIR.NUEVASCR					
Tra. 11 PATENTEIYII Eve: 378 FASENACIONALI					
Act. 329 CTOINFORMACION Folios: 46					
Sede Centro: Carrera 13 No. 27 - 00 Pisos 3,4,5 y 10 Bogotá, D.C.- Colombia					
Web: www.sic.gov.co e-mal: info@sic.gov.co Conmutador: (571) 5870000 Fax: (571) 5870284 Línea: 018000-910165 Call Center: (571) 6513240					
, Septiembre 14 de 2012 - 17:41:15					

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

[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 dado como resultado la demanda de procesos que puedan proporcionar recuperaciones más eficaces de estos productos, de procesos que permitan recuperaciones eficientes con una menor inversión de capitales, y de procesos que puedan ser adaptados o ajustados fácilmente para variar la recuperación de un componente específico sobre un amplio rango. Los procesos disponibles para separar estos materiales incluyen los que se basan en el enfriamiento y la refrigeración del gas, en la absorción de petróleo y en la absorción de petróleo refrigerado. Además, han ganado popularidad los procesos criogénicos, debido a

la disponibilidad de equipos económicos que generan energía mientras que simultáneamente expanden y extraen el calor del gas en procesamiento. Dependiendo de la presión de la fuente del gas, la riqueza (contenido de etano, de etileno y de hidrocarburos más pesados) del gas y de los productos finales deseados, es posible emplear uno de estos procesos o una combinación de ellos.

[0004] Actualmente se prefiere en general el proceso de expansión criogénica para la recuperación a partir de gas natural condensado porque provee una máxima simplicidad junto con facilidad de arranque, flexibilidad operativa, buena eficacia, seguridad y buena confiabilidad. En las Patentes de EE.UU. 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] Durante una operación ideal de dicho proceso de separación, el gas residual que sale del proceso va a contener sustancialmente todo el metano en el

gas de alimentación, donde prácticamente ninguno de los componentes de hidrocarburos más pesados y la fracción de la porción de la base que sale del desmetanizador va a contener sustancialmente todos los componentes de hidrocarburos más pesados casi sin metano o ningún otro componente más volátil. Sin embargo, en la práctica, esta situación ideal no se obtiene porque el desmetanizador convencional se opera principalmente como una columna de agotamiento. Por ello, el producto metano del proceso, comprende típicamente vapores que salen de la etapa de fraccionamiento en la parte superior de la columna, junto con vapores que no fueron sometidos a ningún paso de rectificación. Ocurren considerables pérdidas de los Componentes C₃, C₃, y C₄+ porque la alimentación líquida superior contiene cantidades sustanciales de dichos componentes y componentes hidrocarburos más pesados, para dar como resultado cantidades en equilibrio correspondientes de componentes C₃, componentes C₄, y componentes hidrocarburos más pesados en los vapores que salen de la etapa superior de fraccionamiento del desmetanizador. La pérdida de estos componentes deseables podría reducirse significativamente si los vapores que ascienden pudieran tomar contacto con una cantidad significativa de líquido (reflujo) capaz de absorber los componentes C₃, componentes C₄ y componentes de hidrocarburos más pesados de los vapores.

[0009] En años recientes, los procesos preferidos para la separación de hidrocarburos emplean una sección de absorción superior para proveer una rectificación adicional de los vapores que ascienden. Un método para generar una corriente de reflujo para la sección de rectificación superior consiste en utilizar un punto de extracción lateral de los vapores que se elevan en una porción inferior de la torre. Debido a la concentración relativamente alta de componentes C₂ en los vapores inferiores en la torre, se puede condensar una cantidad significativa de líquido en esta corriente de derivación sin elevar su presión, a menudo usando solamente la refrigeración disponible en el vapor frío que sale de la sección de rectificación superior. Este líquido condensado, que es predominantemente metano y etano líquido, se puede usar entonces para absorber los componentes C₃, componentes C₄ y componentes de hidrocarburos más pesados de los vapores que ascienden a través de la sección de rectificación superior y de esta manera capturar estos valiosos componentes en el producto líquido de la porción de la base del desmetanizador.

[0010] La Patente de los EE.UU. No. 7.191.617 es un ejemplo de un

proceso de este tipo. 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.

[0011] De acuerdo con la presente invención, se ha descubierto que se pueden obtener recuperaciones de componentes C_3 y C_4+ mayores del 99% sin necesidad de bombear la corriente de reflujo al desmetanizador sin pérdida en la recuperación de componentes C_2 . La presente invención proporciona la ventaja adicional de ser capaz de mantener una recuperación mayor del 99% de los componentes C_3 y C_4+ mientras que los valores de la recuperación de componentes C_2 se pueden ajustar de altos a bajos. 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 invención, 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, en condiciones donde se necesitan temperaturas en la cabeza de la columna de recuperación de NGL de -50°F [-

46°C] o menores.

[0012] Para obtener una mejor comprensión de la presente invención, se hará referencia a los siguientes ejemplos y figuras. Las figuras se describen a continuación.

[0013] La Figura 1 es un diagrama de flujo de una planta de procesamiento de gas natural de los antecedentes técnicos, de acuerdo con la Patente de los EEUU N° 7.191.617.

[0014] La Figura 2 es un diagrama de flujo de una planta de procesamiento de gas natural de acuerdo con la presente invención.

[0015] Finalmente, las Figuras 3 a 9 son diagramas de flujo donde se ilustra el medio alternativo de aplicación de la presente invención a una corriente de gas natural.

[0016] 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.

[0017] 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

[0018] La Figura 1 es un diagrama de flujo de un proceso donde se ilustra el diseño de una planta de procesamiento para recuperar componentes C_2+ a partir de gas natural, usando la técnica anterior de acuerdo con la Patente de los EEUU N° 7.191.617. En esta simulación del proceso, el gas de entrada ingresa en la planta a 110°F [43°C] y 915 psia [6307 kPa(a)] como la corriente **31**. Si el gas de entrada contiene una concentración de compuestos de azufre que pudiera impedir que las corrientes de producto cumpliera con las especificaciones, dichos compuestos de azufre se eliminarían mediante un pretratamiento apropiado de la alimentación del gas (no ilustrado). Además, la corriente de alimentación habitualmente es deshidratada para prevenir la formación de hidrato (hielo) en condiciones criogénicas. Para ello típicamente se emplea un desecador sólido.

[0019] La corriente de alimentación **31** se divide en dos porciones, las corrientes **32** y **33**. La corriente **32** se enfría hasta -32°F [-36°C] en el intercambiador de calor **10** por intercambio de calor con la corriente de gas residual **50a** fría, mientras la corriente **33** se enfría hasta -18°F [-28°C] en el intercambiador de calor **11** por intercambio de calor con los líquidos del calderín del desmetanizador a 50°F [10°C] (corriente **43**) y los líquidos del calderín lateral a -36°F [-38°C] (corriente **42**). Las corrientes **32a** y **33a** se recombinan para formar la corriente **31a**, que ingresa en el separador **12** a -28°F [-33°C] y a 893 psia [6155 kPa(a)], donde el vapor (la corriente **34**) se separa del líquido condensado (la corriente **35**). El líquido del separador (corriente **35**) es expandido a la presión operativa (aproximadamente 401 psia [2,765 kPa(a)]) de la torre de fraccionamiento **18** por la válvula de expansión **17**, enfriando a la corriente **35a** a -52°F [-46°C] antes de suministrarla a la torre de fraccionamiento **18** por un punto de alimentación en la parte inferior de la mitad de la columna.

[0020] El vapor (corriente **34**) proveniente del separador **12** se divide en dos corrientes, **38** y **39**. La corriente **38**, que contiene aproximadamente un 32% de todo el vapor, pasa a través del intercambiador de calor **13** en relación de intercambio de calor con la corriente de gas residual **50** fría donde se la enfría hasta su sustancial condensación. Después, la corriente sustancialmente condensada resultante **38a** a -130°F [-90°C] se expande instantáneamente a través de la válvula de expansión **14**, bajo una presión de operación determinada 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 ilustrado en la Figura 1, la corriente expandida **38b** que sale de la válvula de expansión **14** alcanza una temperatura de $-60,00^{\circ}\text{C}$ [-96°C] y es suministrada a la torre de fraccionamiento **18** en un punto de alimentación en la mitad superior de la columna.

[0021] El 68% restante del vapor del separador **12** (corriente **39**) ingresa en una máquina de trabajo de expansión **15**, en la cual se extrae energía mecánica de esta porción de la alimentación a alta presión. La máquina **15** expande el vapor de una manera sustancialmente isentrópica a la presión de operación de la torre, donde el trabajo de expansión enfría la corriente expandida **39a** a una temperatura de aproximadamente -94°C [-70°C]. Los expansores típicos disponibles comercialmente tienen una capacidad de recuperación en el orden de 80-85% del trabajo disponible teóricamente en una expansión isentrópica ideal. El trabajo recuperado se utiliza frecuentemente para impulsar un compresor centrífugo (tal como el artículo **16**) que se puede utilizar para recomprimir por ejemplo la corriente de gas residual calentada (corriente **50b**). La corriente expandida parcialmente condensada **39a** es suministrada luego como alimentación a la torre de fraccionamiento **18** en un punto de alimentación ubicado en la mitad inferior de la columna.

[0022] 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 es el caso frecuentemente en las plantas de procesamiento de gas natural, la torre del desmetanizador consiste en dos secciones: una sección superior de absorción (rectificación) **18a** que contiene bandejas y/o un relleno para proveer el contacto necesario entre la porción de vapor de las corrientes expandidas **38b** y **39a** que se elevan y el líquido frío que cae para condensar y absorber a los componentes C_2 , los componentes C_3 , y los componentes más pesados; y una sección inferior de agotamiento (desmetanización) **18b** que contiene bandejas y/o un relleno para proveer el contacto necesario entre los líquidos que caen y los vapores que se elevan. La sección de desmetanización **18b** también incluye calderines (tal como el calderín y el calderín lateral descriptos 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**. La corriente del producto líquido **44** sale del fondo de la torre a 74°F [23°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.

[0023] Se retira una porción del vapor de destilación (corriente **45**) de la región superior de la sección de agotamiento **18b**. Luego, esta corriente se enfría desde -109°F [-78°C] hasta -134°F [-92°C] y se condensa parcialmente (corriente **45a**) en el intercambiador de calor **20** por intercambio de calor con la corriente de cabeza del desmetanizador **41** fría que sale de la parte superior del desmetanizador **18** a -139°F [-95°C]. La corriente de cabeza del desmetanizador fría se calienta ligeramente hasta -134°F [-92°C] (corriente **41a**) a la vez que enfría y condensa por lo menos una porción de la corriente **45**.

[0024] La presión operativa en el separador de reflujo **21** (398 psia [2,748 kPa(a)]) se mantiene ligeramente por debajo de la presión operativa del desmetanizador **18**. Esto proporciona la fuerza impulsora que hace que la corriente de vapor de destilación **45** fluya a través del intercambiador de calor **20** y de allí al separador de reflujo **21** donde el líquido condensado (corriente **47**) es separado de todo el vapor sin condensar (corriente **46**). Luego, la corriente **46** se combina con la corriente de cabeza del desmetanizador **41a** calentada que proviene del intercambiador de calor **20** para formar la corriente de gas residual fría **50** a -134°F [-92°C].

[0025] La corriente de líquido **47** que proviene del separador de reflujo **21** es bombeada por la bomba **22** hasta una presión ligeramente mayor que la presión operativa del desmetanizador **18**, y luego se suministra la corriente **47a** como una alimentación fría por la parte superior de la columna (reflujo) al desmetanizador **18**. Este líquido de reflujo frío absorbe y condensa a los componentes C₃ y los componentes más pesados que se elevan en la región de rectificación superior de la sección de absorción **18a** del desmetanizador **18**.

[0026] La corriente de vapor de destilación que forma la cabeza de la torre (corriente **41**) se calienta en el intercambiador de calor **20** a la vez que proporciona enfriamiento a la corriente de destilación **45** tal como se describió anteriormente, luego se combina con la corriente **46** para formar la corriente de gas residual fría **50**. El gas residual pasa por el intercambiador de calor **13** en contracorriente respecto del gas de alimentación entrante, donde se lo calienta hasta -46°F [-44°C] (corriente **50a**) y en el intercambiador de calor **10** donde se lo calienta hasta 102°F

[39°C] (corriente **50b**) a la vez que proporciona enfriamiento tal como se describió anteriormente. 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 **23**, accionado por una fuente de energía suplementaria que comprime el gas residual (corriente **50d**) a la presión de la línea para ventas. Luego de ser enfriada hasta 110°F [43°C] en el enfriador de descarga **24**, la corriente de gas residual **50e** fluye hacia la cañería de gas para ventas a 915 psia [6,307 kPa(a)], suficiente para satisfacer los requerimientos de la línea (usualmente en el orden de la presión de admisión).

[0027] En la siguiente tabla se presenta un resumen de los caudales y del consumo de energía para el proceso que se ilustra en la Figura

Tabla I
(Figura 1)

Resumen de caudales: Lb. Moles/hora [kg moles/hora]					
Corriente	Metano	Etano	Propano	Butanos+	Total
31	12,398	546	233	229	13,726
32	8,431	371	159	156	9,334
33	3,967	175	74	73	4,392
34	12,195	501	179	77	13,261
35	203	45	54	152	465
38	3,963	163	58	25	4,310
39	8,232	338	121	52	8,951
41	11,687	74	2	0	11,967
45	936	34	2	0	1,000
46	702	8	0	0	723
47	234	26	2	0	277
50	12,389	82	2	0	12,690
44	9	464	231	229	1,036

Recuperaciones*

Etano	85,00%
Propano	99,11%
Butanos+	99,99%

Energía

Compresión del gas residual	5,548	HP [9,121 kW]
Bomba de reflujo	1	HP [2 kW]

Total 5,549 HP [9,123 kW]

* (Basado en valores de caudal no redondeados)

DESCRIPCIÓN DE LA INVENCION

[0028] En la Figura 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 Figura 2 son iguales a los de la Figura 1. Por consiguiente, el proceso de la Figura 2 puede compararse con el proceso de la Figura 1.

[0029] En la simulación del proceso de la Figura 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 de transferencia térmica, incluyendo intercambiadores de calor de pasaje múltiple y/o de servicio múltiple. El medio para el intercambio de calor se configura para proveer intercambio de calor entre la corriente **32** que fluye a través de un pasaje del medio para el intercambio de calor y una corriente de gas residual proveniente de la sección de condensación **118b** dentro del conjunto de procesamiento **118** que ha sido calentada en un medio para el intercambio de calor en la región inferior de la sección de enfriamiento de la alimentación **118a**. La corriente **32** se enfría al calentar adicionalmente a la corriente de gas residual, mientras que la corriente **32a** sale del medio para el intercambio de calor a -30°F [-35°C].

[0030] La segunda porción, la corriente **33**, ingresa en un medio de transferencia de calor y de masa en la sección de agotamiento **118e**, 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 **118d** 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 -42°F [-41°C] antes de que salga del medio de transferencia de calor y de masa. A medida que se calienta la corriente de líquido de destilación, una porción de ella se vaporiza para formar los vapores de separación, que asciendan a medida que continúa fluyendo hacia abajo el líquido remanente a través del medio de transferencia de calor y de masa. El medio de transferencia de calor y de masa provee un contacto continuo entre los vapores de separación y la corriente de líquido de destilación, de modo que también funciona para proveer la transferencia de masa entre las fases de vapor y de líquido, de modo que se separan el metano y los componentes más livianos de la corriente del producto líquido **44**.

[0031] Las corrientes **32a** y **33a** se recombinan para formar la corriente **31a**, que ingresa en la sección de separación **118f** dentro del conjunto de calentamiento **118** a -34°F [-37°C] y a 900 psia [6203 kPa(a)], después de lo cual se separa el vapor (corriente **34**) del líquido condensado (corriente **35**). La sección de separación **118f** tiene una cabeza interna u otro medio para separarla de la sección de agotamiento **118e**, de modo que dos secciones dentro del conjunto de calentamiento **118** pueden operar a presiones diferentes.

[0032] Cada una de las corrientes de vapor (corriente **34**) y de líquido (corriente **35**) provenientes de la sección del separador **118f** se divide en dos corrientes, las corrientes **36** y **39** y las corrientes **37** y **40**, respectivamente. La corriente **36**, que contiene aproximadamente 31% de todo el vapor, se combina con la corriente **37**, que contiene aproximadamente 50% de todo el líquido, y la corriente combinada **38** entra al medio para el intercambio de calor de la región inferior de la sección de enfriamiento de la alimentación **118a** dentro del conjunto de procesamiento **118**. De manera similar, este medio para el intercambio de calor puede comprender un intercambiador de calor del tipo de tubo y aletas, un intercambiador de calor del tipo de placas, un intercambiador de calor del tipo de aluminio soldado, u otro tipo de dispositivo para la transferencia de calor, que incluyen intercambiadores de calor multipasajes y/o multiservicios. El medio para el intercambio de calor se configura para proveer intercambio de calor entre la corriente **38** que fluye a través de un pasaje del medio para el intercambio de calor y la corriente de gas residual proveniente de la sección de condensación **118b**, de

tal manera que la corriente **38** se enfría hasta condensarse sustancialmente mientras calienta la corriente de gas residual.

[0033] La corriente sustancialmente condensada **38a** que se obtiene como resultado a -128°F [-89°C] luego se expande rápidamente mediante la válvula de expansión **14** a la presión operativa (aproximadamente 402 psia [$2,772\text{ kPa(a)}$]) de la sección rectificadora **118c** (un medio de absorción) y la sección de absorción **118d** (otro medio de absorción) dentro del conjunto de tratamiento **118**. Durante la expansión, una porción de la corriente se puede vaporizar, para dar como resultado el enfriamiento de toda la corriente. En el proceso que se ilustra en la Figura 2, la corriente expandida **38b** que sale de la válvula de expansión **14** alcanza una temperatura de -139°F [-95°C] y es suministrada al conjunto de tratamiento **118** entre la sección rectificadora **118c** y la sección de absorción **118d**.

[0034] El 69% restante del vapor proveniente de la sección separadora **118f** (corriente **39**) entra a la máquina de trabajo de expansión **15** en la cual se extrae la energía mecánica de dicha porción de la alimentación a alta presión. La máquina **15** expande el vapor de una manera sustancialmente isentrópica a la presión de operación de la sección de absorción **118d**, donde el trabajo de expansión enfría la corriente expandida **39a** a una temperatura de aproximadamente -100°F [-73°C]. Luego la corriente expandida condensada parcialmente **39a**, se suministra como alimentación a la región inferior de la sección de absorción **118d** dentro del conjunto de procesamiento **118** para entrar en contacto con los líquidos que se suministran a la región superior de la sección de absorción **118d**. El 50% restante del líquido proveniente de la sección del separador **118f** (corriente **40**) se expande a la presión operativa de la sección de agotamiento **118e** dentro del conjunto de procesamiento **118** por la válvula de expansión **17**, enfriando a la corriente **40a** a -60°F [-51°C]. El medio de transferencia de calor y masa de la sección de agotamiento **118e** se configura de manera que tenga una parte superior y una parte inferior, de tal manera que la corriente de líquido expandida **40a** se pueda introducir a la sección de agotamiento **118e** entre las dos partes.

[0035] De la región superior de la sección de agotamiento **118e** se extrae una porción del vapor de destilación (primera corriente de vapor de destilación **45**) a -95°F [-71°C] y se dirige hacia un medio para el intercambio de calor en la sección de condensación **118b** dentro del conjunto de procesamiento **118**. De manera similar, este medio para el intercambio de calor puede comprender un

intercambiador de calor del tipo de tubo y aletas, un intercambiador de calor del tipo de placas, un intercambiador de calor del tipo de aluminio soldado, u otro tipo de dispositivo para la transferencia de calor, incluyendo intercambiadores de calor multipasajes y/o multiservicios. El medio para el intercambio de calor se configura para proveer intercambio de calor entre la primera corriente de vapor de destilación **45** que fluye a través de un pasaje del medio para el intercambio de calor y una segunda corriente de vapor de destilación que surge desde la sección de rectificación **118c** dentro del conjunto de procesamiento **118** de tal manera que la segunda corriente de vapor de destilación se calienta mientras enfría a la primera corriente de vapor de destilación **45**. La corriente **45** se enfría hasta -134°F [-92°C] y se condensa por lo menos parcialmente, y luego, sale del medio para el intercambio de calor y se la separa en sus fases respectivas vapor y líquido. la fase vapor (si es que la hay) se combina con la segunda corriente de vapor de destilación calentada que sale del medio para el intercambio de calor para formar la corriente de gas residual que proporciona enfriamiento a la sección de enfriamiento de la alimentación **118a** tal como se describió anteriormente. La fase líquida (corriente **48**) se suministra como una alimentación fría por la parte superior de la columna (reflujo) a la región superior de la sección de rectificación **118c** dentro del conjunto de procesamiento **118** mediante un flujo por gravedad.

[0036] Cada una de la sección rectificadora **118c** y la sección de absorción **118d** contiene un medio de absorción que consiste en una pluralidad de bandejas separadas verticalmente, uno o más lechos rellenos, o alguna combinación de bandejas y relleno. Las bandejas y/o el relleno de la sección rectificadora **118c** y la sección de absorción **118d** proveen el contacto necesario entre los vapores que se elevan y el líquido frío que cae. La porción líquida de la corriente expandida **39a** se combina con los líquidos que descienden desde la sección de absorción **118d**, y el líquido combinado sigue descendiendo hacia la sección de agotamiento **118e**. Los vapores de separación que provienen de la sección de agotamiento **118e** se combinan con la porción de vapor de la corriente expandida **39a** y ascienden a través de la sección de absorción **118d** para tomar contacto con el líquido descendiente, para condensar y absorber la mayor parte de los componentes C_2 , los componentes C_3 y los componentes más pesados de estos vapores. Los vapores que surgen de la sección de absorción **118d** se combinan con cualquier porción de vapor de la corriente expandida **38b** y se elevan a través de la sección de rectificación **118c**, para entrar en contacto con el líquido frío (corriente **48**) que

cae para condensar y absorber la mayor parte de los componentes C₃ y los componentes más pesados que quedan en dichos vapores. La porción líquida de la corriente expandida **38b** se entremezcla con los líquidos que caen desde la sección rectificadora **118c** y el líquido combinado continúa bajando hasta entrar en la sección de absorción **118d**.

[0037] El líquido de destilación que fluye hacia abajo desde el medio de transferencia de calor y masa que hay en la sección de agotamiento **118e** dentro del conjunto de tratamiento **118** ha sido separado del metano y los componentes más livianos. El producto líquido que se obtiene como resultado (corriente **44**) sale de la región inferior de la sección de agotamiento **118e** y sale del conjunto de tratamiento **118** a 23,33°C [23°C]. La segunda corriente de vapor de destilación que surge desde la sección de rectificación **118c** se calienta en la sección de condensación **118b** a la vez que proporciona enfriamiento a la corriente **45** tal como se describió anteriormente. La segunda corriente de vapor de destilación calentada se combina con todo el vapor que se separa de la primera corriente de vapor de destilación enfriada **45** tal como se describió anteriormente. La de gas residual que se obtiene como resultado corriente se calienta en la sección de enfriamiento de la alimentación **118a** a la vez que proporciona enfriamiento a las corrientes **32** y **38** tal como se describió anteriormente, con lo cual la corriente de gas residual **50** sale del conjunto de procesamiento **118** a 104°F [40°C]. Posteriormente, la corriente de gas residual se comprime nuevamente en dos etapas, el compresor **16**, operado por la máquina de expansión **15**, y el compresor **23**, operado por una fuente de energía suplementaria. Luego de ser enfriada hasta 110°F [43°C] en el enfriador de descarga **24**, la corriente de gas residual **50c** fluye hacia la cañería de gas para ventas a 915 psia [6,307 kPa(a)], presión suficiente para satisfacer los requerimientos de la línea (usualmente en el orden de la presión de admisión).

[0038] En la siguiente tabla se presenta un resumen de los caudales y del consumo de energía para el proceso ilustrado en la Figura 2.

Tabla II

(Figura 2)

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

<u>Corriente</u>	<u>Metano</u>	<u>Etano</u>	<u>Propano</u>	<u>Butanos+</u>	<u>Total</u>
------------------	---------------	--------------	----------------	-----------------	--------------

31	12,398	546	233	229	13,726
32	8,679	382	163	160	9,608
33	3,719	164	70	69	4,118
34	12,150	492	171	69	13,190
35	248	54	62	160	536
36	3,791	153	53	21	4,115
37	124	27	31	80	268
38	3,915	180	84	101	4,383
39	8,359	339	118	48	9,075
40	124	27	31	80	268
45	635	34	2	0	700
48	302	30	2	0	357
49	0	0	0	0	0
50	12,389	82	2	0	12,688
44	9	464	231	229	1,038

Recuperaciones*

Etano	85,03%
Propano	99,16%
Butanos+	99,98%

Energía

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

* (Basado en valores de caudal no redondeados)

[0039] Una comparación de las tablas I y II muestra que, en comparación con la tecnología anterior, la presente invención mantiene esencialmente la misma recuperación de etano (85,03% contra 85,00% para la tecnología anterior), mejora ligeramente la recuperación de propano desde 99,11% hasta 99,16%, y mantiene esencialmente la misma recuperación de butanos+ (99,98% contra 99,99% para la tecnología anterior). Sin embargo, una comparación adicional de las tablas I y II muestra que los rendimientos en producto se consiguieron usando significativamente menos energía que con la tecnología anterior. En términos de la eficiencia de recuperación (definida por la cantidad de etano recuperado por unidad de potencia), la presente invención representa mejora de más de un 5% respecto del proceso de la tecnología anterior de la Figura 1.

[0040] 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 Figura 1, se debe primariamente a dos factores. En primer lugar, la disposición compacta del medio para el intercambio de calor en la sección de enfriamiento de la alimentación 118a y la sección de condensación 118b y el

medio de transferencia de calor y masa de la sección de agotamiento **118e** dentro del conjunto de procesamiento **118** elimina la caída de presión impuesta por la cañería de interconexión de las plantas de procesamiento convencionales. El resultado es que en la presente invención el gas residual que fluye hacia el compresor **16** se encuentra a una mayor presión que en la tecnología anterior, de tal manera que el gas residual que entra al compresor **23** se encuentra a una presión significativamente mayor, reduciendo de esa manera la potencia que requiere la presente invención para devolverle al gas residual la presión de la cañería.

[0041] Segundo, mediante el uso del medio de transferencia de calor y de masa en la sección de agotamiento **118e** para calentar simultáneamente el líquido de destilación que sale de la sección de absorción **118d** mientras se permite que los vapores resultantes tomen contacto con el líquido, con el fin de separar sus componentes volátiles, se obtiene una mayor eficiencia que al usar una columna de destilación convencional con calderines externos. Los componentes volátiles 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.

[0042] La presente invención presenta dos ventajas adicionales en comparación con los antecedentes técnicos, además del incremento en la eficiencia del procesamiento. En primer lugar, la disposición compacta del conjunto de procesamiento **118** de la presente invención reemplaza ocho piezas de equipo separadas de la tecnología anterior (los intercambiadores de calor **10**, **11**, **13**, y **20**, el separador **12**, el separador de reflujo **21**, la bomba de reflujo **22**, y la torre de fraccionamiento **18** en la Figura 1) por una única pieza de equipo (el conjunto de procesamiento **118** de la Figura 2). Esto reduce los requerimientos de espacio en planta, elimina la cañería de interconexión, y elimina la potencia consumida por la bomba de reflujo, reduciendo el costo de capital y el costo operativo de una planta de procesamiento donde se utiliza la presente invención respecto de una con la tecnología anterior. En segundo lugar, la eliminación de la cañería de interconexión significa que una planta de procesamiento donde se utiliza la presente invención posee muchas menos conexiones embridadas en comparación con la tecnología anterior, reduciendo la cantidad de potenciales fuentes de filtraciones 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

[0043] Tal como se describió anteriormente para la forma de realización de la presente invención que se muestra en la Figura 2, la primera corriente de vapor de destilación **45** se condensa parcialmente y el condensado que se obtiene como resultado se utiliza para absorber los valiosos componentes C_3 y los componentes más pesados de los vapores que se elevan a través de la sección de rectificación **118c** del conjunto de procesamiento **118**. Sin embargo, la presente invención no se limita a esta forma de realización. Por ejemplo, puede ser ventajoso tratar de esta manera solo una porción de dichos vapores, o usar solo una porción del condensado como absorbente, en los casos donde otras consideraciones de diseño indican que las porciones de los vapores o el condensado deberían ser desviadas para evitar la sección de rectificación **118c** y/o la sección de absorción **118d** del conjunto de procesamiento **118**. Ciertas circunstancias pueden favorecer la condensación total, en vez de la condensación parcial, de la primera corriente de vapor de destilación **45** en la sección de condensación **118b**. Otras circunstancias pueden favorecer que la primera corriente de vapor de destilación **45** sea un punto de extracción lateral total del vapor de la sección de agotamiento **118e** en vez de un punto de extracción lateral parcial de vapor. También se debería notar que, dependiendo de la composición de la corriente del gas de alimentación, puede ser ventajoso utilizar una refrigeración externa para proveer un enfriamiento parcial a la primera corriente de vapor de destilación **45** en la sección de condensación **118b**.

[0044] Si el gas de alimentación es más pobre, la cantidad de líquido que se separa en la corriente **35** puede ser suficientemente pequeña como para que no se justifique la zona de transferencia de masa adicional en la sección de agotamiento **118e** entre la corriente expandida **39a** y la corriente de líquido expandida **40a** que se muestra en las Figuras 2, 4, 6, y 8. En dichos casos, el medio de transferencia de calor y masa de la sección de agotamiento **118e** se puede configurar como una única sección, introduciendo a la corriente de líquido expandida **40a** sobre el nivel del medio de transferencia de masa tal como se muestra en las Figuras 3, 5, 7, y 9. Ciertas circunstancias pueden favorecer la combinación de la corriente de líquido expandida **40a** con la corriente expandida

39a y luego, suministrar la corriente combinada a la región inferior de la sección de absorción **118d** como una única alimentación. Ciertas circunstancias pueden favorecer suministrar a toda la corriente de líquido **35** directamente a la sección de agotamiento **118e** mediante la corriente **40**, o combinar a toda la corriente de líquido **35** con la corriente **36** mediante la corriente **37**. En el caso anterior, no hay flujo en la corriente **37** (tal como se muestra mediante las líneas cortadas en las Figuras 2 a 9) y solo el vapor de la corriente **36** proveniente de la sección del separador **118f** (Figuras 2 a 5) o del separador **12** (Figuras 6 a 9) fluye hacia la corriente **38**. En el último caso, el dispositivo de expansión para la corriente **40** (tal como la válvula de expansión **17**) no es necesario (tal como se muestra mediante las líneas cortadas en las Figuras 3, 5, 7, y 9).

[0045] En ciertas circunstancias, puede ser ventajoso utilizar un recipiente separador externo para separar la corriente de alimentación enfriada **31a**, en vez de que incluir a la sección del separador **118f** en el conjunto de procesamiento **118**. Tal como se muestra en las Figuras 6 a 9, el separador **12** se puede utilizar para separar la corriente de alimentación enfriada **31a** en una corriente de vapor **34** y una corriente de líquido **35**.

[0046] Ciertas circunstancias pueden favorecer el uso de la segunda porción enfriada (corriente **33a** en las Figuras 2 a 9) en lugar de la primera porción (corriente **36**) de la corriente de vapor **34** para formar la corriente **38** que fluye hacia el medio para el intercambio de calor en la región inferior de la sección de enfriamiento de la alimentación **118a**. En dichos casos, solo la primera porción enfriada (corriente **32a**) se suministra a la sección del separador **118f** (Figuras 2 a 5) o al separador **12** (Figuras 6 a 9), y toda la corriente de vapor **34** que se obtiene como resultado se suministra a la máquina de trabajo de expansión **15**.

[0047] Dependiendo de la cantidad de hidrocarburos más pesados que haya en el gas de alimentación y de la presión del gas de alimentación, la corriente de alimentación enfriada **31a** que entra a la sección del separador **118f** en las Figuras 3 y 5 o al separador **12** en las Figuras 7 y 9 puede no contener nada de líquido (porque se encuentra sobre su punto de rocío, o porque se encuentra sobre su cricondenbara). En dichos casos, no hay líquido en las corrientes **35** y **37** (según lo muestran las líneas cortadas), de modo que solo el vapor proveniente de la sección separadora **118f** en la corriente **36** (Figuras 3 y 5), el vapor proveniente del separador **12** en la corriente **36** (Figuras 7 y 9), fluye hacia la corriente **38** para convertirse en la corriente expandida sustancialmente

condensada **38b** que se suministra al conjunto de tratamiento **118** entre la sección rectificadora **118c** y la sección de absorción **118d**. En dichas circunstancias, puede no ser necesaria la sección separadora **118f** del conjunto de tratamiento **118** (Figuras 3 y 5) o el separador **12** (Figuras 7 y 9).

[0048] A partir de las condiciones del gas de alimentación, el tamaño de la planta, el equipo disponible u otros factores pueden 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 las 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**).

[0049] 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 **118f** (o un medio de recolección de gas en los casos donde la corriente de alimentación enfriada **31a** no contengan líquidos), como se ilustra con líneas punteadas en las Figuras 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 Figuras 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 masa se configura para proveer intercambio de calor entre una corriente de refrigerante (por ejemplo, propano) que fluye a través de un pasaje del medio de transferencia de calor y masa y la porción de vapor de la corriente **31a** que fluye hacia arriba, de tal manera que el refrigerante enfría adicionalmente el vapor y condensa más líquido, que cae para pasar a formar parte del líquido que se extrae en la corriente **35**. Como alternativa, se pueden utilizar enfriador(es) de gas convencional(es) para enfriar la corriente **32a**, la corriente **33a**, y/o la corriente **31a** con refrigerante antes de que la corriente **31a** entre a la sección del separador **118f** (Figuras 2 a 5)

o al separador **12** (Figuras 6 a 9).

[0050] 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 agotamiento **118e** para cumplir con las especificaciones del producto. En estos casos, el medio de transferencia de calor y de masa en la sección de agotamiento **118e** puede incluir provisiones para proveer un calentamiento adicional – donde el medio de calentamiento está representado por las líneas punteadas en las Figura 2 a 9. Como alternativa, podría incluirse otro medio de transferencia de calor y de masa en la región inferior de la sección de agotamiento **118e** para proveer un calentamiento adicional, o podría calentarse la corriente **33** con el medio de calentamiento antes de suministrarla en el medio de transferencia de calor y de masa en la sección de agotamiento **118e**.

[0051] Dependiendo del tipo de dispositivo para la transferencia de calor que se seleccione para el medio para el intercambio de calor de las regiones superior e inferior de la sección de enfriamiento de la alimentación **118a** y/o en la sección de condensación **118b**, es posible combinar dichos medios para el intercambio de calor en un único dispositivo para la transferencia de calor multipasaje y/o multiservicios. En dichos casos, el dispositivo multipasaje y/o multiservicios para la transferencia de calor incluirá medios apropiados para distribuir, segregar, y recolectar la corriente **32**, la corriente **38**, la corriente **45**, todo el vapor separado de la corriente enfriada **45**, y la segunda corriente de vapor de destilación, para conseguir el enfriamiento y el calentamiento deseados.

[0052] Algunas circunstancias pueden favorecer proveer una transferencia de masa adicional en la región superior de la sección de agotamiento **118e**. En dichos casos, se puede ubicar un medio de transferencia de masa debajo del lugar donde la corriente expandida **39a** entra a la región inferior de la sección de absorción **118d** y sobre el lugar donde la segunda porción enfriada **33a** sale del medio de transferencia de calor y masa de la sección de agotamiento **118e**.

[0053] Una opción menos preferida para las realizaciones de las Figura 2 a 5 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** para formar la corriente combinada **38**), expandir la corriente enfriada en un dispositivo de expansión separado y suministrar la corriente expandida en una región intermedia en la sección de absorción **118d**.

[0054] En ciertas circunstancias, en particular cuando son deseables menores niveles de recuperación de componentes C_2 , puede ser ventajoso proveer reflujo para la región superior de la sección de agotamiento **118e**. En dichos casos, la fase líquida de corriente enfriada **45** que sale del medio para el intercambio de calor en la sección de condensación **118b** se puede dividir en dos porciones, la corriente **48** y la corriente **49**. La corriente **48** se suministra a la sección de rectificación **118c** como su alimentación por la parte superior, mientras que la corriente **49** se suministra a la región superior de la sección de agotamiento **118e** de tal manera que esta puede rectificar parcialmente el vapor de destilación que está en esta sección del conjunto de procesamiento **118** antes de extraer la primera corriente de vapor de destilación **45**. En ciertos casos, puede ser adecuado el flujo por gravedad de las corrientes **48** y **49** (Figuras 2, 3, 6, y 7), mientras que en otros casos puede ser deseable bombear la fase líquida (corriente **47**) con la bomba de reflujo **22** (Figuras 4, 5, 8, y 9). La cantidad relativa de la fase líquida que se divide entre las corrientes **48** y **49** dependerá de varios factores, que incluyen la presión del gas, la composición del gas de alimentación, el nivel de recuperación de componentes C_2 que se desee, y la potencia disponible. Generalmente, la óptima división no se puede predecir sin evaluar las circunstancias particulares para una aplicación específica de la presente invención. Ciertas circunstancias pueden favorecer que se alimente toda la fase líquida como una alimentación por la parte superior de la sección de rectificación **118c** en la corriente **48** y nada a la región superior de la sección de agotamiento **118e** en la corriente **49**, tal como se muestra mediante las líneas cortadas para la corriente **49**.

[0055] 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 **118d**

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 **118d** permite reducir el consumo de energía, pero también permite reducir la recuperación del producto.

[0056] 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 las utilidades necesarias para operar el proceso puede darse en la forma de una reducción de los requerimientos de potencia para la compresión o recompresión, en la forma de una reducción de los requerimientos de potencia para la refrigeración externa, en la forma de una reducción de los requerimientos de energía para el calentamiento suplementario, en la forma de una reducción de los requerimientos de energía del rehervidor de la torre, o una combinación de los mismos.

[0057] En tanto se ha descrito lo que se considera como realizaciones preferidas de la invención, los especialistas en la técnica comprenderán que es posible efectuar otras modificaciones y modificaciones adicionales a las mismas, por ejemplo para adaptar la invención a distintas condiciones, tipos de alimentación u otros requerimientos, sin apartarse del espíritu de la presente invención definida en las siguientes reivindicaciones.

REIVINDICACIONES

1. Un proceso 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) dividir dicha corriente de gas en una primera y una segunda porción;
- (2) enfriar dicha primera porción;
- (3) enfriar dicha segunda porción;
- (4) combinar dicha primera porción enfriada con dicha segunda porción enfriada para formar una corriente de gas enfriado;
- (5) dividir dicha corriente de gas enfriado en una primera y una segunda corriente;
- (6) enfriar dicha primera corriente para condensarla de manera sustancialmente completa, para luego expandirla a una presión menor, durante lo cual se la enfría en mayor medida;
- (7) suministrar dicha primera corriente expandida y enfriada como una alimentación entre el primero y el segundo medios de absorción alojados en un conjunto de tratamiento, donde dicho primer medio de absorción está situado sobre dicho segundo medio de absorción;
- (8) expandir dicha segunda corriente a dicha presión menor y suministrarla como alimentación inferior en dicho segundo medio de absorción;
- (9) recolectar una corriente de líquido de destilación de una región inferior de dicho segundo medio de absorción y calentarla en un medio de transferencia de calor y de masa alojado en dicho conjunto de tratamiento, de manera de proveer al menos una porción del enfriamiento del paso (3), al tiempo 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 tratamiento como dicha fracción relativamente menos volátil;
- (10) recoger una primera corriente de vapor de destilación de una región superior de dicho medio de transferencia de calor y masa y enfriarla lo suficiente

para condensarla por lo menos en parte, formando de esa manera una corriente condensada y una corriente de vapor residual que contiene todo el vapor sin condensar que queda luego de enfriar dicha primera corriente de vapor de destilación;

(11) suministrar por lo menos una porción de dicha corriente de condensado como una alimentación por la parte superior a dicho primer medio de absorción;

(12) recoger una segunda corriente de vapor de destilación de una región superior de dicho primer medio de absorción y calentarla;

(13) combinar dicha segunda corriente de vapor de destilación calentada con toda dicha corriente de vapor residual para formar una corriente de vapor combinada;

(14) calentar dicha corriente de vapor combinada, luego descargar dicha corriente de vapor combinada calentada desde dicho conjunto de procesamiento como dicha fracción volátil de gas residual;

(15) donde dicho calentamiento de dicha segunda corriente de vapor de destilación y dicha corriente de vapor combinada se consigue en uno o más medios para el intercambio de calor alojados en dicho conjunto de procesamiento, para suministrar de esa manera por lo menos una porción del enfriamiento de los pasos (2), (6), y (10); y

(16) donde las cantidades y las temperaturas de dichas corrientes de alimentación para dichos primer y segundo medios absorbentes son efectivas para mantener la temperatura de dicha región superior de dicho primer medio de absorción en una temperatura a la cual es posible recuperar las porciones mayores de los componentes en dicha fracción relativamente menos volátil.

2. Un proceso 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) dividir dicha corriente de gas en una primera y una segunda porción;
- (2) enfriar dicha primera porción;
- (3) enfriar dicha segunda porción;

(4) combinar dicha primera porción enfriada con dicha segunda porción enfriada para formar una corriente de gas parcialmente condensado;

(5) suministrar dicha corriente de gas parcialmente condensado en un medio de separación y separarla para proveer una corriente de vapor y al menos una corriente de líquido;

(6) dividir dicha corriente de vapor en una primera y una segunda corriente;

(7) enfriar dicha primera corriente para condensarla de manera sustancialmente completa, para luego expandirla a una presión menor, durante lo cual se la enfría en mayor medida;

(8) suministrar dicha primera corriente expandida y enfriada como una alimentación entre el primero y el segundo medios de absorción alojados en un conjunto de tratamiento, donde dicho primer medio de absorción está situado sobre dicho segundo medio de absorción;

(9) expandir dicha segunda corriente a dicha presión menor y suministrarla como alimentación inferior en dicho segundo medio de absorción;

(10) recolectar una corriente de líquido de destilación de una región inferior de dicho segundo medio de absorción y calentarla en un medio de transferencia de calor y de masa alojado en dicho conjunto de tratamiento, de manera de proveer al menos una porción del enfriamiento del paso (3), al tiempo 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 tratamiento como dicha fracción relativamente menos volátil;

(11) expandir por lo menos una porción de dicha por lo menos una corriente de líquido a dicha presión menor y suministrarla como una alimentación a dicho conjunto de procesamiento por debajo del nivel de dicho segundo medio de absorción y sobre el nivel de dicho medio de transferencia de calor y masa;

(12) recoger una primera corriente de vapor de destilación de una región superior de dicho medio de transferencia de calor y masa y enfriarla lo suficiente para condensarla por lo menos en parte, formando de esa manera una corriente condensada y una corriente de vapor residual que contiene todo el vapor sin condensar que queda luego de enfriar dicha primera corriente de vapor de destilación;

(13) suministrar por lo menos una porción de dicha corriente de

condensado como una alimentación por la parte superior a dicho primer medio de absorción;

(14) recoger una segunda corriente de vapor de destilación de una región superior de dicho primer medio de absorción y calentarla;

(15) combinar dicha segunda corriente de vapor de destilación calentada con toda dicha corriente de vapor residual para formar una corriente de vapor combinada;

(16) calentar dicha corriente de vapor combinada, luego descargar dicha corriente de vapor combinada calentada desde dicho conjunto de procesamiento como dicha fracción volátil de gas residual;

(17) donde dicho calentamiento de dicha segunda corriente de vapor de destilación y dicha corriente de vapor combinada se consigue en uno o más medios para el intercambio de calor alojados en dicho conjunto de procesamiento, para suministrar de esa manera por lo menos una porción del enfriamiento de los pasos (2), (7), y (12); y

(18) donde las cantidades y las temperaturas de dichas corrientes de alimentación para dichos primer y segundo medios absorbentes son efectivas para mantener la temperatura de dicha región superior de dicho primer medio de absorción en una temperatura a la cual es posible recuperar las porciones mayores de los componentes en dicha fracción relativamente menos volátil.

3. Un proceso 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) dividir dicha corriente de gas en una primera y una segunda porción;

(2) enfriar dicha primera porción;

(3) enfriar dicha segunda porción;

(4) combinar dicha primera porción enfriada con dicha segunda porción enfriada para formar una corriente de gas parcialmente condensado;

(5) suministrar dicha corriente de gas parcialmente condensado en un medio de separación y separarla para proveer una corriente de vapor y al menos una corriente de líquido;

(6) dividir dicha corriente de vapor en una primera y una segunda corriente;

(7) es combinar dicha primera corriente con al menos una porción de dicha al menos una corriente de líquido para formar una corriente combinada;

(8) enfriar dicha corriente combinada para condensarla de manera sustancialmente completa, para luego expandirla a una presión menor, durante lo cual se la enfría en mayor medida;

(9) suministrar a dicha corriente combinada expandida y enfriada como una alimentación entre el primero y el segundo medios de absorción alojados en un conjunto de tratamiento, donde dicho primer medio de absorción está situado sobre dicho segundo medio de absorción;

(10) expandir dicha segunda corriente a dicha presión menor y suministrarla como alimentación inferior en dicho segundo medio de absorción;

(11) recolectar una corriente de líquido de destilación de una región inferior de dicho segundo medio de absorción y calentarla en un medio de transferencia de calor y de masa alojado en dicho conjunto de tratamiento, de manera de proveer al menos una porción del enfriamiento del paso (3), al tiempo 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 tratamiento como dicha fracción relativamente menos volátil;

(12) expandir toda porción restante de dicha por lo menos una corriente de líquido a dicha presión menor y suministrarla como una alimentación a dicho conjunto de procesamiento por debajo del nivel de dicho segundo medio de absorción y sobre el nivel de dicho medio de transferencia de calor y masa;

(13) recoger una primera corriente de vapor de destilación de una región superior de dicho medio de transferencia de calor y masa y enfriarla lo suficiente para condensarla por lo menos en parte, formando de esa manera una corriente condensada y una corriente de vapor residual que contiene todo el vapor sin condensar que queda luego de enfriar dicha primera corriente de vapor de destilación;

(14) suministrar por lo menos una porción de dicha corriente de condensado como una alimentación por la parte superior a dicho primer medio de absorción;

(15) recoger una segunda corriente de vapor de destilación de una región

superior de dicho primer medio de absorción y calentarla;

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

(17) calentar dicha corriente de vapor combinada, luego descargar dicha corriente de vapor combinada calentada desde dicho conjunto de procesamiento como dicha fracción volátil de gas residual;

(18) donde dicho calentamiento de dicha segunda corriente de vapor de destilación y dicha corriente de vapor combinada se consigue en uno o más medios para el intercambio de calor alojados en dicho conjunto de procesamiento, para suministrar de esa manera por lo menos una porción del enfriamiento de los pasos (2), (8), y (13); y

(19) donde las cantidades y las temperaturas de dichas corrientes de alimentación para dichos primer y segundo medios absorbentes son efectivas para mantener la temperatura de dicha región superior de dicho primer medio de absorción en una temperatura a la cual es posible recuperar las porciones mayores de los componentes en dicha fracción relativamente menos volátil.

4. El proceso de acuerdo con la reivindicación 2 CARACTERIZADO PORQUE dicho medio de separación está alojado en dicho conjunto de procesamiento.

5. El proceso de acuerdo con la reivindicación 3 CARACTERIZADO PORQUE dicho medio de separación está alojado en dicho conjunto de procesamiento.

6. El proceso de acuerdo con la reivindicación 2, CARACTERIZADO PORQUE comprende

(1) disponer a dicho medio de transferencia de calor y de masa en regiones superiores e inferiores; y

(2) suministrar dicha al menos una porción expandida de dicha al menos una corriente de líquido en dicho conjunto de tratamiento para que ingrese en dichas regiones superiores e inferiores de dicho medio de transferencia de calor y de masa.

7. El proceso de acuerdo con la reivindicación 3, CARACTERIZADO PORQUE comprende

(1) disponer dicho medio de transferencia de calor y de masa en regiones superiores e inferiores; y

(2) suministrar dicha porción expandida remanente de dicha al menos una corriente de líquido en dicho conjunto de tratamiento para que ingrese en dichas regiones superiores e inferiores de dicho medio de transferencia de calor y de masa.

8. El proceso de acuerdo con la reivindicación 4, CARACTERIZADO PORQUE comprende

(1) disponer dicho medio de transferencia de calor y de masa en regiones superiores e inferiores; y

(2) suministrar dicha al menos una porción expandida de dicha al menos una corriente de líquido en dicho conjunto de tratamiento para que ingrese en dichas regiones superiores e inferiores de dicho medio de transferencia de calor y de masa.

9. El proceso de acuerdo con la reivindicación 5, CARACTERIZADO PORQUE comprende

(1) disponer dicho medio de transferencia de calor y de masa en regiones superiores e inferiores; y

(2) suministrar dicha porción expandida remanente de dicha al menos una corriente de líquido en dicho conjunto de tratamiento para que ingrese en dichas regiones superiores e inferiores de dicho medio de transferencia de calor y de masa.

10. El proceso de acuerdo con la reivindicación 1, CARACTERIZADO PORQUE comprende

(1) un medio de recolección de gas alojado en dicho conjunto de tratamiento;

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

(3) suministrar dicha corriente de gas enfriado en dicho medio de recolección de gas y se dirigirla hacia dicho medio de transferencia de calor y de masa adicional para que sea enfriada adicionalmente por dicho medio de refrigeración externo; y

(4) dividir a dicha corriente de gas enfriado adicional en una primera y una segunda corriente.

11. El proceso de acuerdo con la reivindicación 2, 3, 4, 5, 6, 7, 8 ó 9, CARACTERIZADO PORQUE comprende

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

(2) dirigir a 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 adicional pasa a formar parte de dicha al menos una corriente de líquido separada.

12. El proceso de acuerdo con la reivindicación 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7, 8, 9, ó 10, CARACTERIZADO PORQUE comprende

(1) dividir a dicha corriente de condensado en por lo menos una primera y una segunda corriente de reflujo;

(2) suministrar dicha primera corriente de reflujo como dicha alimentación por la parte superior a dicho primer medio de absorción; y

(3) suministrar a dicha segunda corriente de reflujo como una alimentación a dicho conjunto de procesamiento por debajo del nivel de dicho segundo medio de absorción y sobre el nivel de dicho medio de transferencia de calor y masa.

13. El proceso de acuerdo con la reivindicación 11, CARACTERIZADO PORQUE comprende

(1) dividir a dicha corriente de condensado en por lo menos una primera y una segunda corriente de reflujo;

(2) suministrar dicha primera corriente de reflujo como dicha alimentación por la parte superior a dicho primer medio de absorción; y

(3) suministrar a dicha segunda corriente de reflujo como una alimentación a dicho conjunto de procesamiento por debajo del nivel de dicho segundo medio de absorción y sobre el nivel de dicho medio de transferencia de calor y masa.

14. El proceso de acuerdo con la reivindicación 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7, 8, 9 ó 10, CARACTERIZADO PORQUE dicho medio de transferencia de calor y masa incluye uno o más pasajes para un medio calentador externo para suplementar el calentamiento suministrado por dicha segunda porción para dicha separación de dichos componentes más volátiles de dicha corriente de líquido de destilación.

15. El proceso de acuerdo con la reivindicación 11, CARACTERIZADO PORQUE dicho medio de transferencia de calor y de masa incluye uno o más

pasajes 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.

16. El proceso de acuerdo con la reivindicación 12, CARACTERIZADO PORQUE dicho medio de transferencia de calor y de masa incluye uno o más pasajes 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.

17. El proceso de acuerdo con la reivindicación 13, CARACTERIZADO PORQUE dicho medio de transferencia de calor y de masa incluye uno o más pasajes 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.

18. 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) un primer medio de división para dividir dicha corriente de gas en una primera y una segunda porción;

(2) un medio intercambiador de calor alojado en un conjunto de tratamiento y conectado a dicho primer medio de división para recibir a dicha primera porción y enfriarla;

(3) un medio de transferencia de calor y de masa alojado en dicho conjunto de tratamiento y conectado con dicho primer medio de división para recibir dicha segunda porción y enfriarla;

(4) un primer medio de combinación conectado con dicho 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;

(5) un segundo medio de división conectado con dicho primer medio de combinación para recibir dicha corriente de gas enfriado y dividirla en una primera y una segunda corriente;

(6) donde dicho medio de intercambio de calor también está conectado a dicho segundo medio de división para recibir a dicha primera corriente y enfriarla lo suficiente como para condensarla sustancialmente;

(7) un primer medio de expansión conectado con dicho medio intercambiador de calor para recibir dicha primera corriente sustancialmente condensada y expandirla a una presión menor;

(8) donde el primero y el segundo medio de absorción están alojados en dicho conjunto de tratamiento y conectados a dicho primer medio de expansión para recibir a dicha primera corriente expandida y enfriada como una alimentación de los mismos entre dichos primero y segundo medios de absorción, donde dicho primer medio de absorción está situado sobre dicho segundo medio de absorción;

(9) un segundo medio de expansión conectado con dicho segundo medio de división para recibir dicha segunda corriente y expandirla a dicha presión menor, donde dicho medio de expansión también está conectado con dicho medio de absorción para proveer dicha segunda corriente expandida como una alimentación superior;

(10) un medio de recolección de líquido alojado en dicho conjunto de tratamiento y conectado con dicho segundo medio de absorción para recibir una corriente de líquido de destilación de una región inferior de dicho segundo medio de absorción;

(11) donde 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), al tiempo que simultáneamente se separan los componentes más volátiles de dicha corriente de líquido de destilación, y para luego descargar dicha corriente de líquido de destilación caliente y separada de dicho conjunto de tratamiento como dicha fracción relativamente menos volátil;

(12) un primer medio de recolección de vapor alojado en dicho conjunto de procesamiento y conectado a dicho medio de transferencia de calor y masa para recibir una primera corriente de vapor de destilación proveniente de una región superior de dicho medio de transferencia de calor y masa;

(13) donde dicho medio para el intercambio de calor también está conectado a dicho primer medio de recolección de vapor para recibir a dicha primera corriente de vapor de destilación y enfriarla lo suficiente como para condensarla por lo menos en parte, formando de esa manera una corriente

condensada y una corriente de vapor residual que contiene todo el vapor sin condensar que queda luego de enfriar dicha primera corriente de vapor de destilación;

(14) donde dicho primer medio de absorción también está conectado a dicho medio para el intercambio de calor para recibir por lo menos una porción de dicha corriente de condensado como una alimentación por la parte superior;

(15) un segundo medio de recolección de vapor alojado en dicho conjunto de tratamiento y conectado con dicho primer medio de absorción para recibir una segunda corriente de vapor de destilación de una región superior de dicho primer medio de absorción;

(16) donde dicho medio intercambiador de calor también está conectado con dicho segundo medio de recolección de vapor para recibir dicha segunda corriente de vapor de destilación y calentarla, de manera de proveer al menos una porción del enfriamiento del paso (13);

(17) un segundo medio de combinación conectado a dicho medio para el intercambio de calor para recibir a dicha segunda corriente de vapor de destilación calentada y a toda dicha corriente de vapor residual y formar una corriente de vapor combinada;

(18) donde dicho medio para el intercambio de calor también está conectado a dicho segundo medio de combinación para recibir a dicha corriente de vapor combinada y calentarla, para suministrar de esa manera por lo menos una porción del enfriamiento de los pasos (2) y (6), y luego, descargar dicha corriente de vapor combinada calentada desde dicho conjunto de procesamiento como dicha fracción volátil de gas residual; y

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

19. 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) un primer medio de división para dividir dicha corriente de gas en una primera y una segunda porción;
- (2) un medio intercambiador de calor alojado en un conjunto de tratamiento y conectado a dicho primer medio de división para recibir a dicha primera porción y enfriarla;
- (3) un medio de transferencia de calor y de masa alojado en dicho conjunto de tratamiento y conectado con dicho primer medio de división para recibir dicha segunda porción y enfriarla;
- (4) un primer medio de combinación conectado a dicho medio de intercambio de calor y a dicho medio de transferencia de calor y masa para recibir a dicha primera porción enfriada y a dicha segunda porción enfriada y formar una corriente de gas parcialmente condensada;
- (5) un medio de separación conectado con dicho primer medio de combinación para recibir dicha corriente de gas parcialmente condensado y separarla en una corriente de vapor y al menos una corriente de líquido;
- (6) un segundo medio de división conectado con dicho medio de separación para recibir dicha corriente de vapor y dividirla en una primera y una segunda corriente;
- (7) donde dicho medio de intercambio de calor también está conectado a dicho segundo medio de división para recibir a dicha primera corriente y enfriarla lo suficiente como para condensarla sustancialmente;
- (8) un primer medio de expansión conectado con dicho medio intercambiador de calor para recibir dicha primera corriente sustancialmente condensada y expandirla a una presión menor;
- (9) donde el primero y el segundo medio de absorción están alojados en dicho conjunto de tratamiento y conectados a dicho primer medio de expansión para recibir a dicha primera corriente expandida y enfriada como una alimentación de los mismos entre dichos primero y segundo medios de absorción, donde dicho primer medio de absorción está situado sobre dicho segundo medio de absorción;
- (10) un segundo medio de expansión conectado con dicho segundo medio de división para recibir dicha segunda corriente y expandirla a dicha presión menor, donde dicho medio de expansión también está conectado con dicho medio de absorción para proveer dicha segunda corriente expandida como una

alimentación superior;

(11) un medio de recolección de líquido alojado en dicho conjunto de tratamiento y conectado con dicho segundo medio de absorción para recibir una corriente de líquido de destilación de una región inferior de dicho segundo medio de absorción;

(12) donde 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), al tiempo que simultáneamente se separan los componentes más volátiles de dicha corriente de líquido de destilación, y para luego descargar dicha corriente de líquido de destilación caliente y separada de dicho conjunto de tratamiento como dicha fracción relativamente menos volátil;

(13) un tercer medio de expansión conectado a dicho medio de separación para recibir por lo menos una porción de dicha por lo menos una corriente de líquido y expandirla a dicha presión menor, donde dicho tercer medio de expansión también está conectado a dicho conjunto de procesamiento para suministrar allí dicha corriente de líquido expandida como una alimentación por debajo del nivel de dicho segundo medio de absorción y sobre el nivel de dicho medio de transferencia de calor y masa;

(14) un primer medio de recolección de vapor alojado en dicho conjunto de procesamiento y conectado a dicho medio de transferencia de calor y masa para recibir una primera corriente de vapor de destilación proveniente de una región superior de dicho medio de transferencia de calor y masa;

(15) donde dicho medio para el intercambio de calor también está conectado a dicho primer medio de recolección de vapor para recibir a dicha primera corriente de vapor de destilación y enfriarla lo suficiente como para condensarla por lo menos en parte, formando de esa manera una corriente condensada y una corriente de vapor residual que contiene todo el vapor sin condensar que queda luego de enfriar dicha primera corriente de vapor de destilación;

(16) donde dicho primer medio de absorción también está conectado a dicho medio para el intercambio de calor para recibir allí por lo menos una porción de dicha corriente de condensado como una alimentación por la parte superior;

(17) un segundo medio de recolección de vapor alojado en dicho conjunto de tratamiento y conectado con dicho primer medio de absorción para recibir una

segunda corriente de vapor de destilación de una región superior de dicho primer medio de absorción;

(18) donde dicho medio intercambiador de calor también está conectado con dicho segundo medio de recolección de vapor para recibir dicha segunda corriente de vapor de destilación y calentarla, de manera de proveer al menos una porción del enfriamiento del paso (15);

(19) un segundo medio de combinación conectado a dicho medio para el intercambio de calor para recibir a dicha segunda corriente de vapor de destilación calentada y a toda dicha corriente de vapor residual y formar una corriente de vapor combinada;

(20) donde dicho medio para el intercambio de calor también está conectado a dicho segundo medio de combinación para recibir a dicha corriente de vapor combinada y calentarla, para suministrar de esa manera por lo menos una porción del enfriamiento de los pasos (2) y (7), y luego, descargar dicha corriente de vapor combinada calentada desde dicho conjunto de procesamiento como dicha fracción volátil de gas residual; y

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

20. 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) un primer medio de división para dividir dicha corriente de gas en una primera y una segunda porción;

(2) un medio intercambiador de calor alojado en un conjunto de tratamiento y conectado a dicho primer medio de división para recibir a dicha primera porción y enfriarla;

(3) un medio de transferencia de calor y de masa alojado en dicho

conjunto de tratamiento y conectado con dicho primer medio de división para recibir dicha segunda porción y enfriarla;

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

(5) un medio de separación conectado con dicho primer medio de combinación para recibir dicha corriente de gas parcialmente condensado y separarla en una corriente de vapor y al menos una corriente de líquido;

(6) un segundo medio de división conectado con dicho medio de separación para recibir dicha corriente de vapor y dividirla en una primera y una segunda corriente;

(7) un segundo medio de combinación conectado con dicho segundo medio de división y dicho medio de separación para recibir dicha primera corriente y al menos una porción de dicha al menos una corriente de líquido y formar una corriente combinada;

(8) donde dicho medio de intercambio de calor también está conectado a dicho segundo medio de combinación para recibir a dicha corriente combinada y enfriarla lo suficiente como para condensarla sustancialmente;

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

(10) donde el primero y el segundo medio de absorción están alojados en dicho conjunto de tratamiento y conectados a dicho primer medio de expansión para recibir a dicha corriente combinada expandida y enfriada como una alimentación de los mismos entre dichos primero y segundo medios de absorción, donde dicho primer medio de absorción está situado sobre dicho segundo medio de absorción;

(11) un segundo medio de expansión conectado con dicho segundo medio de división para recibir dicha segunda corriente y expandirla a dicha presión menor, donde dicho medio de expansión también está conectado con dicho medio de absorción para proveer dicha segunda corriente expandida como una alimentación superior;

(12) un medio de recolección de líquido alojado en dicho conjunto de tratamiento y conectado con dicho segundo medio de absorción para recibir una

corriente de líquido de destilación de una región inferior de dicho segundo medio de absorción;

(13) donde 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), al tiempo que simultáneamente se separan los componentes más volátiles de dicha corriente de líquido de destilación, y para luego descargar dicha corriente de líquido de destilación caliente y separada de dicho conjunto de tratamiento como dicha fracción relativamente menos volátil;

(14) un tercer medio de expansión conectado a dicho medio de separación para recibir a toda porción restante de dicha por lo menos una corriente de líquido y expandirla a dicha presión menor, donde dicho tercer medio de expansión también está conectado a dicho conjunto de procesamiento para suministrar allí dicha corriente de líquido expandida como una alimentación por debajo del nivel de dicho segundo medio de absorción y sobre el nivel de dicho medio de transferencia de calor y masa;

(15) un primer medio de recolección de vapor alojado en dicho conjunto de procesamiento y conectado a dicho medio de transferencia de calor y masa para recibir una primera corriente de vapor de destilación proveniente de una región superior de dicho medio de transferencia de calor y masa;

(16) donde dicho medio para el intercambio de calor también está conectado a dicho primer medio de recolección de vapor para recibir a dicha primera corriente de vapor de destilación y enfriarla lo suficiente como para condensarla por lo menos en parte, formando de esa manera una corriente condensada y una corriente de vapor residual que contiene todo el vapor sin condensar que queda luego de enfriar dicha primera corriente de vapor de destilación;

(17) donde dicho primer medio de absorción también está conectado a dicho medio para el intercambio de calor para recibir allí por lo menos una porción de dicha corriente de condensado como una alimentación por la parte superior;

(18) un segundo medio de recolección de vapor alojado en dicho conjunto de tratamiento y conectado con dicho primer medio de absorción para recibir una segunda corriente de vapor de destilación de una región superior de dicho primer medio de absorción;

(19) donde dicho medio intercambiador de calor también está conectado

con dicho segundo medio de recolección de vapor para recibir dicha segunda corriente de vapor de destilación y calentarla, de manera de proveer al menos una porción del enfriamiento del paso (16);

(20) un tercer medio de combinación conectado a dicho medio para el intercambio de calor para recibir a dicha segunda corriente de vapor de destilación calentada y a toda dicha corriente de vapor residual y formar una corriente de vapor combinada;

(21) donde dicho medio para el intercambio de calor también está conectado a dicho tercer medio de combinación para recibir a dicha corriente de vapor combinada y calentarla, para suministrar de esa manera por lo menos una porción del enfriamiento de los pasos (2) y (8), y luego, descargar dicha corriente de vapor combinada calentada desde dicho conjunto de procesamiento como dicha fracción volátil de gas residual; y

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

21. El aparato de acuerdo con la reivindicación 19 CARACTERIZADO PORQUE dicho medio de separación está alojado en dicho conjunto de procesamiento.

22. El aparato de acuerdo con la reivindicación 20 CARACTERIZADO PORQUE dicho medio de separación está alojado en dicho conjunto de procesamiento.

23. El aparato de acuerdo con la reivindicación 19, CARACTERIZADO PORQUE

(1) dicho medio de transferencia de calor y de masa está dispuesto en regiones superiores e inferiores; y

(2) dicho conjunto de tratamiento está conectado con dicho tercer medio de expansión para recibir por lo menos una porción de dicha por lo menos una corriente de líquido expandido y dirigirla entre dichas regiones superiores e inferiores de dicho medio de transferencia de calor y de masa.

24. El aparato de acuerdo con la reivindicación 20, CARACTERIZADO PORQUE

(1) dicho medio de transferencia de calor y de masa está dispuesto en regiones superiores e inferiores; y

(2) dicho conjunto de tratamiento está conectado con dicho tercer medio de expansión para recibir dicha cualquier porción restante de dicha por lo menos una corriente de líquido expandido y dirigirla entre dichas regiones superiores e inferiores de dicho medio de transferencia de calor y de masa.

25. El aparato de acuerdo con la reivindicación 21, CARACTERIZADO PORQUE

(1) dicho medio de transferencia de calor y de masa está dispuesto en regiones superiores e inferiores; y

(2) dicho conjunto de tratamiento está conectado con dicho tercer medio de expansión para recibir dicha por lo menos una porción de dicha por lo menos una corriente de líquido expandido y dirigirla entre dichas regiones superiores e inferiores de dicho medio de transferencia de calor y de masa.

26. El aparato de acuerdo con la reivindicación 22, CARACTERIZADO PORQUE

(1) dicho medio de transferencia de calor y de masa está dispuesto en regiones superiores e inferiores; y

(2) dicho conjunto de tratamiento está conectado con dicho tercer medio de expansión para recibir dicha cualquier porción restante de dicha por lo menos una corriente de líquido expandido y dirigirla entre dichas regiones superiores e inferiores de dicho medio de transferencia de calor y de masa.

27. El aparato de acuerdo con la reivindicación 18, CARACTERIZADO PORQUE

(1) hay un medio de recolección de gas alojado en dicho conjunto de tratamiento;

(2) hay un medio de transferencia de calor y de masa adicional incluido en dicho medio de recolección de gas, donde dicho medio de transferencia de calor y de masa adicional incluye uno o más pasajes para un medio de refrigeración externo;

(3) dicho medio de recolección de gas está conectado con dicho primer 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 conectarlo con

dicho medio de recolección de gas para recibir dicha corriente de gas enfriado adicional y dividirla en dicha primera y dicha segunda corriente.

28. El aparato de acuerdo con la reivindicación 19, 20, 21, 22, 23, 24, 25, ó 26, CARACTERIZADO PORQUE

(1) hay un medio de transferencia de calor y de masa adicional incluido en dicho medio de separación, donde dicho medio de transferencia de calor y de masa adicional incluye uno o más pasajes 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 adicional pasa a formar parte de dicha al menos una corriente de líquido separada.

29. El aparato de acuerdo con la reivindicación 18, 19, 20, 21, 22, 23, 24, 25, 26, ó 27, CARACTERIZADO PORQUE comprende

(1) un tercer medio de división conectado a dicho medio para el intercambio de calor para recibir a dicha corriente de condensado y dividirla en por lo menos una primera y una segunda corrientes de reflujo;

(2) donde dicho primer medio de absorción está adaptado para ser conectado a dicho tercer medio de división para recibir allí a dicha primera corriente de reflujo como dicha alimentación por la parte superior; y

(3) donde dicho medio de transferencia de calor y masa está adaptado para ser conectado a dicho tercer medio de división para recibir allí a dicha segunda corriente de reflujo como una alimentación por la parte superior.

30. El aparato de acuerdo con la reivindicación 28, CARACTERIZADO PORQUE comprende

(1) un tercer medio de división conectado a dicho medio para el intercambio de calor para recibir a dicha corriente de condensado y dividirla en por lo menos una primera y una segunda corrientes de reflujo;

(2) donde dicho primer medio de absorción está adaptado para ser conectado a dicho tercer medio de división para recibir allí a dicha primera corriente de reflujo como dicha alimentación por la parte superior; y

(3) donde dicho medio de transferencia de calor y masa está adaptado para ser conectado a dicho tercer medio de división para recibir allí a dicha segunda corriente de reflujo como una alimentación por la parte superior.

31. El aparato de acuerdo con la reivindicación 18, 19, 20, 21, 22, 23, 24,

25, 26 ó 27, CARACTERIZADO PORQUE dicho medio de transferencia de calor y masa incluye uno o más pasajes para un medio calentador externo para suplementar el calentamiento suministrado por dicha segunda porción para dicha separación de dichos componentes más volátiles de dicha corriente de líquido de destilación.

32. El aparato de acuerdo con la reivindicación 28, CARACTERIZADO PORQUE dicho medio de transferencia de calor y de masa incluye uno o más pasajes 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.

33. El aparato de acuerdo con la reivindicación 29, CARACTERIZADO PORQUE dicho medio de transferencia de calor y de masa incluye uno o más pasajes 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.

34. El aparato de acuerdo con la reivindicación 30, CARACTERIZADO PORQUE dicho medio de transferencia de calor y de masa incluye uno o más pasajes 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.