

19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 715 211**

51 Int. Cl.:

F25J 3/00 (2006.01)

F25J 1/00 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

86 Fecha de presentación y número de la solicitud internacional: **26.08.2005 PCT/US2005/030591**

87 Fecha y número de publicación internacional: **09.03.2006 WO06026525**

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **26.08.2005 E 05794337 (5)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **12.12.2018 EP 1797383**

54 Título: **Proceso de extracción de etano e hidrocarburos pesados de GNL**

30 Prioridad:

27.08.2004 US 605182 P
15.12.2004 US 12517

45 Fecha de publicación y mención en BOPI de la traducción de la patente:
03.06.2019

73 Titular/es:

PI TECHNOLOGY ASSOCIATES, INC (100.0%)
P.O. Box 265
Anderson TX 77830, US

72 Inventor/es:

WINNINGHAM, HORACE, G.

74 Agente/Representante:

SANZ-BERMELL MARTÍNEZ, Alejandro

ES 2 715 211 T3

Aviso: En el plazo de nueve meses a contar desde la fecha de publicación en el Boletín Europeo de Patentes, de la mención de concesión de la patente europea, cualquier persona podrá oponerse ante la Oficina Europea de Patentes a la patente concedida. La oposición deberá formularse por escrito y estar motivada; sólo se considerará como formulada una vez que se haya realizado el pago de la tasa de oposición (art. 99.1 del Convenio sobre Concesión de Patentes Europeas).

DESCRIPCIÓN

Proceso de extracción de etano e hidrocarburos más pesados de GNL

FONDO DE LA INVENCIÓN

El gas natural es un combustible de hidrocarburos de combustión limpia que produce menos “gases de efecto
5 invernadero” sobre la combustión total que los que se producen en la combustión de hidrocarburos más pesados como
la gasolina, diésel, fueloil y carbón. Como resultado, el gas natural ha sido identificado como un combustible
“respetuoso con el medio ambiente”. En los últimos años, la demanda de gas natural ha ido superando a las fuentes
de suministros que están disponibles para la conexión directa y reparto a través de gaseoductos y sistemas de
10 distribución en todo el mundo, y particularmente en Estados Unidos y Europa. Por ello, los comerciantes de gas natural,
los transportadores de gaseoductos, distribuidores y compañías energéticas están cambiando a Gas Natural Licuado
(GNL) para complementar su suministro de gas natural tradicional. La demanda de GNL en el área del Pacífico esta
también incrementándose a un ritmo remarcable con la aceleración de la demanda de GNL proyectada para Corea,
Japón, China e India.

El GNL está emergiendo como un combustible alternativo atractivo para el transporte o los mercados de combustible
15 para vehículos. Las nuevas tecnologías y los programas patrocinados por los gobiernos han ayudado a que el GNL
se convierta en una alternativa viable a la mayoría de las formas convencionales de combustible. Está previsto que
tanto el GNL como el GNC capturen una mayor participación en este mercado en la próxima década, desplazando a
la gasolina y al diésel.

El GNL es sobre todo metano licuado que contiene cantidades variables de etano, propano y butanos con trazas de
20 pentanos y componentes de hidrocarburos más pesados. Cuando se almacena o se transporta a presión atmosférica
o a una presión cercana a la atmosférica, el GNL es un líquido muy frío con un rango de temperaturas entre -154°C a
-165°C (-245°F a -265°F) en función de su composición.

Se deben cumplir ciertas especificaciones comerciales de calidad cuando el GNL entra en el mercado comercial. Los
gasoductos de gas natural y las empresas energéticas, por ejemplo, especifican en sus contratos comerciales que el
25 gas natural suministrado a sus instalaciones debe cumplir con el valor calorífico o en algunos casos, con las
especificaciones de calidad del índice de Wobbe, así como parámetros del punto de rocío de los hidrocarburos.
Cuando se distribuye y se utiliza como combustible para alimentar autobuses, vehículos de flota, vehículos privados u
otro equipamiento, debe cumplir con ciertas especificaciones de calidad para asegurar que las características del
combustible produzcan una combustión limpia, completa y total en el motor del cliente. El GNL también puede servir
30 como fuente de gas natural para hacer Gas Natural Comprimido (GNC) utilizado en el mercado de los combustibles,
y cuando este sea el caso, se aplicarán las especificaciones de calidad del GNC al GNL.

Algunas fuentes de GNL contienen más etano e hidrocarburos más pesados que otras en función de la composición
del gas natural utilizado en la producción del GNL. Dependiendo de la cantidad de etano e hidrocarburos más pesados
contenidos en el GNL, el GNL puede procesarse y acondicionarse para reducir el contenido en etano e hidrocarburos
35 más pesados con el fin de cumplir con las especificaciones comerciales específicas para su utilización.

Ocasionalmente, el precio del producto líquido de etano, propano, butanos e hidrocarburos pesados refleja un suplemento sobre el que se realizaría si se deja en el GNL y se vende a los precios prevalecientes del gas natural. Por lo tanto, la extracción de estos productos del GNL puede ser comercialmente atractiva mejorando la materialización de los ingresos totales e la fuente de GNL.

- 5 El etano y los hidrocarburos pesados han sido extraídos durante muchos años y recuperados de a partir de gas natural bruto producido en pozos de gas y producido en asociación con la producción de petróleo. Las instalaciones de procesamiento de gas de varios diseños y configuraciones que incluyen la aplicación de turboexpansores, refrigeración mecánica, absorción de aceite pobre, adsorción utilizando desecantes y combinaciones de todas han sido utilizadas para este propósito. La tecnología anterior más común para la recuperación de etano e hidrocarburos más pesados
- 10 (LGN) a partir de GNL está basada en el concepto del bombeo de GNL a elevada presión, la vaporización del GNL y el procesado del gas resultante utilizando las técnicas de procesado tradicionales con el turboexpansor criogénico convencional y/o procesos de expansión criogénica J-T siendo la mayoría ampliamente utilizados. Esta práctica no captura ni utiliza completamente los beneficios de las condiciones criogénicas disponibles en el GNL.

- Hay otros tres procesos conocidos para la recuperación de LGN a partir de GNL que están divulgados en las patentes
- 15 estadounidenses nº 5114451, 5588308 y 6604380 que hacen algún uso de las condiciones criogénicas beneficiosas y propiedades del GNL.

- La patente US 5114451 divulga un proceso para recuperar LGN a partir de GNL donde la alimentación de GNL se calienta mediante el intercambio cruzado de calor de una corriente de gas caliente, siendo un flujo reciclado recomprimido procedente de la unidad de fraccionamiento (comúnmente conocida como demetanizador). El producto
- 20 LGN se recupera como un producto líquido del fondo del demetanizador. Sin embargo, el gas enviado (el vapor superior del demetanizador), debe calentarse y comprimirse antes de ser enviado al sistema de tuberías. La compresión y el calentamiento aumentan los costes de capital y el consumo de combustible del proceso.

- La patente US 5588308 divulga un proceso que recupera el LGN mediante el enfriado y la condensación parcial de la alimentación de gas natural purificado, donde una parte del enfriamiento y de la función de condensación de la
- 25 alimentación esta proporcionado por la expansión y la vaporización del líquido de alimentación condensado después de la desorción del metano, por lo que se obtiene un producto de LGN en forma gaseosa. En el mercado, el LGN se vende y transporta como un producto líquido. Se requiere un enfriado y compresión adicionales para producir un producto de LGN líquido que incrementa el coste de capital y el consumo de combustible para producir el producto de LGN final.

- 30 La patente US 6604380 divulga un proceso de recuperación de LGN a partir de GNL utilizando una parte del GNL de alimentación, sin calentamiento ni otro tratamiento, como un reflujo externo durante la separación. Se utiliza una columna de fraccionamiento para el proceso de recuperación de un producto líquido de LGN del fondo de la columna, siendo el vapor de la parte superior un gas residual rico en metano que es seguidamente comprimido, relicuado, bombeado, vaporizado y enviado a la tubería receptora. No obstante, este proceso requiere que la totalidad del vapor
- 35 de la parte superior de corriente que fluye desde la columna de fraccionamiento se comprima mediante un compresor de baja presión con el fin de que sea relicuado. La compresión requerida para el proceso es de baja presión ($517 \times 10^3 \text{ Pa}$ a $758 \times 10^3 \text{ Pa}$ (75 a 115 psi)), pero requiere que la totalidad del gas de salida sea comprimido. Si, por ejemplo, la instalación está diseñada para una capacidad de manejar 1000 millones de pies cúbicos estándar por día (MM PCEPD) de gas de salida, la potencia al freno de compresión (BHP) puede ser del orden de 5 a 7 BHP/ MM PCEPD

que requieren un compresor de 5000 a 7000 BHP. Este compresor y el consumo de combustible asociado añaden costes de capital y gastos de operación a la instalación. La patente US2002/0029585 A1 describe un método para recuperar hidrocarburos más pesados que el metano a partir de gas natural presurizado rico (GNLP) mediante una columna de fraccionamiento criogénica. La corriente de GNLP rico se bombea en primer lugar a una alta presión y se divide entonces en dos corrientes parciales, una corriente de reflujo que alimenta la columna como corriente de reflujo superior y una corriente de gas de alimentación. La corriente de gas de alimentación se vaporiza en un intercambiador de flujo cruzado con el vapor producto de la parte superior de la columna de fraccionamiento. En este paso el producto de vapor de la parte superior se licua produciendo una corriente de GNLP pobre.

BREVE RESUMEN DE LA INVENCION

10 La presente invención define un proceso mejorado de extracción y recuperación de etano e hidrocarburos más pesados de un gas natural licuado con las características e la reivindicación 1. El desarrollo y la optimización de la nueva tecnología de procesado es la "piedra angular" para el continuo crecimiento y expansión de la industria del GNL. La industria necesita un proceso más eficiente para la extracción y eliminación de etano e hidrocarburos más pesados (LGN) del GNL. Los sistemas y métodos divulgados proporcionan a la industria un paso adelante en la mejora de la tecnología para la extracción eficiente de productos LGN del GNL.

El proceso descrito refleja una mejora significativa sobre las patentes anteriores y la tecnología existente para la extracción de etano e hidrocarburos más pesados del GNL. El proceso de la/s realización/es descritas reducirá los costes de capital y mejorará la eficiencia del combustible cuando se compara con la practica actual de la tecnología patentada existente. El proceso de la/s realización/es descritas maximiza la utilización de las propiedades térmicas criogénicas beneficiosas del GNL utilizando una única configuración del equipamiento de intercambio de calor y de los parámetros de procesamiento que elimina esencialmente (o reduce en gran medida) la necesidad de equipamiento de compresión de gas requerido en otra tecnología patentada en este campo. La eliminación o minimización de los equipos de compresión de gas minimizan los costes capitales y minimizan el consumo de combustible o el consumo de energía eléctrica, lo que reduce los costes de operación. La utilización de nuestro proceso en una instalación diseñada para manejar 1.000 MMpcepd de gas enviado requiere únicamente de 150 a 550 caballos de potencia de compresión cuando se procesa GNL rico en etano e hidrocarburos más pesados. Para composiciones de GNML más ligeras los caballos de potencia de compresión aumentan, pero todavía se mantiene por debajo de los 1.000 caballos de potencia para una capacidad de salida de 1.000 MMpcepd que comparada con los 5.000 a 7.000 caballos de potencia requeridos por el proceso del principal competidor divulgado en la patente US 6604380 referenciada aquí.

30 Trasladando esta comparación a términos económicos, nuestro proceso resultará en un ahorro de costes de capital actuales de entre 4.5 y 5.5 millones USD y nuestro ahorro en consumo de combustible oscilará entre 335.000 a 480.000 MMBtus cada año basándose en una capacidad de 1000 MMpcepd. A los precios actuales del gas natural, (se asumen 5.00 USD/MMBtu de media), nuestro ahorro en gasto en combustible oscilará entre 1.7 y 2.4 millones USD por año.

35 La(s) realización(es) descrita(s) se refieren a un proceso de eliminación del etano y/o hidrocarburos pesados (LGN) del GNL en cualquier instalación que reciba, almacene, envíe, distribuya o vaporice GNL. A efectos de esa solicitud, el GNL que contenga más del 2.5% de moles y menos del 25% de moles de etano y/o hidrocarburos pesados se define como "GNL Rico". Después de la extracción del etano y/o hidrocarburos pesados, el producto residual rico en metano se define como "GNL Pobre". El etano y/o los hidrocarburos pesados extraídos del GNL Rico se definen como

ES 2 715 211 T3

“Productos de los LGN”. El etano y los hidrocarburos pesados se mencionan en el presente documento como “C2+”. El propano y los hidrocarburos pesados se mencionan en el presente documento como “C3+”.

La/s realización/es descrita/s se refieren específicamente a un proceso de extracción y eliminación de C2+ o C3+ del GNL Rico para uno o más de los siguientes propósitos:

- 5 a) Para acondicionar el GNL Rico de manera que el gas enviado desde una terminal de recepción y regasificación de GNL cumpla con las especificaciones de calidad del gas natural comercial
- b) Para acondicionar el GNL Rico para hacer GNL pobre que cumpla con las especificaciones y estándares de calidad de combustible y requeridas por los vehículos propulsados por GNL y otro equipamiento alimentado por GNL.
- 10 c) Para acondicionar el GNL Rico para hacer GNL Pobre de forma que se pueda utilizar para hacer GNC que cumpla con las especificaciones y estándares para el combustible de GNC comercial.
- d) Para recuperar etano, propano y/u otros hidrocarburos más pesados que el metano del GNL Rico para aumentar los ingresos, beneficios u otras razones comerciales.

Nuestro proceso tiene la flexibilidad para bien operar en un modo de “alta extracción de etano” o de “baja extracción de etano”. Cuando está operando en modo “alta extracción de etano”, los niveles de recuperación de etano para nuestro proceso oscilan entre el 92% y el 80% con una recuperación de propano que oscila entre el 99% y el 90%. Cuando opera en el modo “baja extracción de etano”, la recuperación de etano es solo de entre el 1% y 2%, mientras que la recuperación de propano oscila entre el 95% y el 80%. Esta característica del proceso proporciona la flexibilidad para dejar esencialmente todo o cualquier porción del etano en flujo de GNL Pobre si las especificaciones comerciales, los precios y otros factores económicos dictan la necesidad de tal operación

La(s) realización(es) descrita(s) utilizan varios pasos de procesamiento para extraer y eliminar el etano y los hidrocarburos pesados a partir de GNL Rico que se describen en la sección Descripción Detallada a continuación. Expuesto brevemente, el GNL Rico a baja presión se bombea a la presión de procesamiento baja presión El LNG rico se bombea a presión de procesamiento (26.2 x105 Pa a 37.9 x105 Pa (380 psig a 550 psig)), precalentado, vaporizado y fraccionado en una columna de fraccionamiento criogénico a reflujo equipada con un calentador lateral y un calentador principal en la parte inferior. Se utiliza una corriente dividida del líquido de GNL precalentado para proporcionar un reflujo frío a la columna de fraccionamiento criogénico. El resto de la alimentación de GNL precalentado se vaporiza y alimenta a la columna de fraccionamiento como una corriente de vapor con entrada en la columna de 5 a 10 etapas de equilibrio teórico por debajo de la parte superior. La columna de fraccionamiento criogénico requiere de 15 a 20 etapas de equilibrio teórico y está diseñada para producir un producto de hidrocarburo líquido desde abajo y un producto de gas rico en metano en frío desde arriba. El producto líquido inferior es el producto de LGN.

La flexibilidad está incorporada en nuestro diseño de columna de fraccionamiento criogénico para producir un producto de LGN desmetanizado o desetanizado. Los parámetros de funcionamiento de la columna de fraccionamiento criogénico y el equipo asociado (es decir, la presión de funcionamiento, las temperaturas de alimentación, el reflujo/división de la alimentación, la temperatura del fondo, etc.) pueden ajustarse y controlarse dentro de nuestro proceso, de manera que tanto el GNL Pobre como el producto de LGN se ajusten a sus respectivos requisitos de especificaciones comerciales.

El producto de gas frío de la parte superior de la columna (pobre en etano e hidrocarburos más pesados) se vuelve a licuar mediante intercambio cruzado con el GNL Rico durante la fase de precalentamiento. Este producto de gas frío relicuado de la parte superior es el GNL Pobre. Dependiendo de la composición del GNL, es posible que una pequeña fracción del producto de gas frío no se condense, lo que en el presente documento se denomina "Gas de Cola".

- 5 Se requiere un pequeño compresor criogénico para comprimir el Gas de Cola que no es relicuado por el paso de precalentamiento por intercambio cruzado a la presión de salida del gasoducto. Si la totalidad de la necesita gas combustible, se puede utilizar el Gas de Cola como fuente de combustible, lo que reduce la cantidad de gas que requiere compresión. El volumen de Gas de Cola para nuestro proceso es muy pequeño, oscilando entre 0% y 5% de porcentaje en moles de la capacidad total de producción de gas cuando la composición de la alimentación de GNL Rico contiene más de 8 % de porcentaje en moles de C2+. El menor contenido de C2+ en la alimentación de GNL Rico provoca la que aumente fracción de Gas de Cola en nuestro proceso. Para las alimentaciones que contienen sólo 2.5 % de porcentaje en moles de C2+, el Gas de Cola para nuestro proceso sería tanto como 7% a 10 % de porcentaje en moles de la capacidad total de producción de gas.

- 15 El GNL Pobre se bombea a la presión de salida del gasoducto y el Gas de Cola comprimido se recombina con el GNL Pobre a la presión de salida (usualmente 68.9 x105 Pa a 75.8 x105 Pa (1,000 a 1,100 psig) pero podría ser mayor o menor). Al mezclarse con el GNL Pobre a la presión de salida, el Gas de Cola comprimido se absorbe y condensa en la fase líquida del GNL. La corriente de GNL Pobre resultante se vaporiza y calienta para su entrega en el gasoducto de gas natural.

- 20 Los puntos de referencia de operación del proceso se pueden ajustar según sea necesario para hacer que el GNL Pobre se ajuste a las especificaciones de calidad para el suministro en el mercado del gasoducto, para su uso como combustible de GNL en el mercado del combustible para vehículos de GNL, o para su uso en la fabricación de combustible GNC de alta presión. Al utilizar este proceso para atender el mercado de combustible de vehículos de GNL o cualquier otro mercado local que requiera GNL Pobre a presión atmosférica o cerca de ella, se requiere un equipo adicional para manejar y volver a licuar el gas que evolucionará cuando la presión del GNL Pobre se reduzca a la presión de almacenamiento atmosférico.

BREVE DESCRIPCION DE LAS FIGURAS

La(s) realización(es) descrita(s) y sus ventajas se entenderán mejor si se hace referencia a la siguiente figura La Fig. 1 es un diagrama de flujo esquemático de una realización de este proceso.

- 30 La figura ilustra una realización específica para la práctica de este proceso. La figura no pretende excluir del alcance de la invención otras realizaciones que son el resultado de modificaciones normales y esperadas de la realización específica explicada para acomodar la aplicación y la práctica de las composiciones, especificaciones comerciales, y condiciones operativas que pueden diferir de aquellas ilustradas en la figura.

DESCRIPCIÓN DETALLADA DE LA INVENCION

- 35 Una realización de este proceso es el acondicionamiento del GNL Rico, de modo que el gas enviado desde una terminal de recepción y regasificación de GNL cumpla con las especificaciones de calidad del gas natural comercial, tal como se ilustra en la Fig. 1. La siguiente descripción de diseño se basa en un contenido de C2+ en la alimentación de GNL Rico que oscila entre 25% y 2,5 % de porcentaje en moles operando en el modo de "alta extracción de etano". Las condiciones de procesamiento reportadas se dan como un rango, reflejando el rango de composición definido para este proceso.

La corriente 1 (GNL Rico de los tanques de almacenamiento de GNL) entra en la bomba 2 (las Bombas del Tanque) donde se bombea a una presión de aproximadamente $6,9 \times 10^5$ Pa (100 psig) descargando de la bomba 2 como corriente 3.

La Fig.1 muestra una parte de la corriente 3 siendo enviada al sistema del Super Calentador de Descondensación con un retorno a la corriente 3. El Compresor de Gas en Ebullición, el Compresor de retorno de Vapor de Envío sistema del Super Calentador de Descondensación mostrados en la Fig. 1 no están reivindicados como una realización de esta invención y por lo tanto, no son objeto de discusión.

La corriente 3 alimenta a la bomba 4 (las Bombas de Envío de Baja Presión) donde se bombea y se eleva a una presión de procesamiento que oscila entre $26,2 \times 10^5$ Pa y $37,9 \times 10^5$ Pa (380 a 550 psig), descargándose de la bomba 4 como corriente 5.

La corriente 5 (la descarga de GNL rico de la bomba 4) alimenta el intercambiador de calor 6 (el intercambiador de GNL/gas). donde se calienta a una temperatura cercana a la temperatura del punto de burbuja y sale del intercambiador de calor 6 como corriente 7. La fuente de calor para el intercambiador de calor 6 (el intercambiador de gas natural licuado/gas) se suministra por intercambio cruzado, siendo la corriente 13 la corriente de gas frío de la columna 12 (la columna de fraccionamiento criogénico). El intercambiador de calor 6 (el intercambiador de GNL/gas) realiza servicios dobles en el sentido de que calienta la corriente 5 (la corriente de GNL Rico) hasta un punto cercano a la temperatura de burbuja (corriente 7) y relicua esencialmente toda (100% a 90%) la corriente 13 (el producto de gas frío de la parte superior de la Columna de Fraccionamiento Criogénico) que sale como corriente 14.

El intercambiador de calor 6 (el intercambiador de GNL/gas) tiene una capacidad de transferencia de calor relativamente grande y requiere una pequeña temperatura de aproximación mínima para lograr la eficiencia requerida en este proceso. La especificación de rendimiento del diseño para el intercambiador de calor 6 (el intercambiador de GNL/gas) requiere una temperatura mínima de aproximación de aproximadamente -16 °C a -15 °C (3° F a 5° F) entre la corriente 13 y la corriente 7 para maximizar la relicuefacción de la corriente 14 que sale del intercambiador. Un intercambiador de tipo carcasa y tubos podría utilizarse potencialmente para este servicio, pero sería bastante grande y relativamente caro. Un diseño más rentable se logra usando bien un intercambiador de placas aleteadas de aluminio soldado o un intercambiador de tipo circuito impreso para este servicio.

La corriente 7 del intercambiador de calor 6 (el intercambiador de GNL/gas) se divide en dos corrientes (corriente 8 y corriente 9).

La corriente 8 sirve como un reflujo frío a la columna 12 (la Columna de Fraccionamiento Criogénico) y se mantiene dentro de un rango de 65% a 45% del caudal total de la corriente 7, utilizando instrumentación de control de caudal. La relación caudal de la corriente 8 y caudal total de la corriente 7 es uno de los parámetros utilizados en este proceso para controlar el nivel de extracción y recuperación de etano del GNL Rico. En términos generales, direccionando las relaciones de caudal más altas a la corriente 8 se actúa para aumentar la extracción de etano del GNL Rico, mientras que reduciendo las relaciones de caudal de la corriente 8 actúa para reducir la extracción de etano. La selección de la relación de caudal para la corriente 8 depende del nivel de extracción de etano deseado para el rendimiento operativo específico necesario de la instalación y de la composición del GNL Rico.

La corriente 9 alimenta al vaporizador 10 (el Vaporizador de Primera Etapa) donde se vaporiza y se calienta creando la corriente 11, que luego alimenta a la columna 12 (la Columna de Fraccionamiento Criogénico). La corriente 11 que sale del vaporizador 10 (el Vaporizador de Primera Etapa) se encuentra a una temperatura que oscila entre $-1,1$ °C y

ES 2 715 211 T3

21 °C (30 a 70 °F) y es esencialmente todo vapor sin líquido. La corriente 11 accede a la columna 12 en un punto de acceso situado de cuatro a ocho etapas de equilibrio técnico por debajo de la parte superior de la columna 12. El Vaporizador 10 (el Vaporizador de Primera Etapa) puede ser bien un vaporizador de bastidor abierto, (VBA) sirviéndose de agua de mar como fluido de calentamiento, o bien el vaporizador de combustión sumergido (VCS) utilizando la combustión de gas-aire en un en un baño de agua sumergida para calentar o cualquier otra clase de calentador o combinaciones de intercambio de calor que puedan utilizar el calor del proceso o el calor residual disponible. Si una adecuada fuente de agua de mar se encontrase disponible, se recomienda el uso de un vaporizador de bastidor abierto al mejorar significativamente la eficiencia global del combustible en este proceso.

La Columna 12 (la Columna de Fraccionamiento Criogénico) es una columna de fraccionamiento recalentada diseñada para producir un Producto LGN desde la base y un producto de gas frío en la parte superior con un elevado contenido de metano en la parte superior. La Columna 12 (la Columna de Fraccionamiento Criogénico) se compone de tres secciones y funciona a una presión nominal de 24.1 x105 a 35.9 x105 Pa (350 a 520 psig). La parte superior requiere de un diámetro mayor que las dos secciones inferiores dado que la sección superior tiene una carga relativamente elevada de vapor proveniente de la alimentación combinada de la columna (corriente 8 más corriente 11). Cada sección contiene equipamiento interno (no se muestra) para lograr el calor de la etapa de equilibrio y la transferencia de masa tal y como usualmente se requiere en las columnas de fraccionamiento. El tipo de elementos internos puede incluir campanas de borboteo, bandejas de tamizado, empaquetados desechables o “empaquetados estructurados Para este servicio, ya sea con un empaquetado desechable o un empaquetado estructurado, con un diseño geométrico adecuado, con el distribuidor de líquido apropiado y los soportes de empaque adecuados probablemente proporcionaría una mejor transferencia de masa para el tráfico del fluido criogénico dentro de la columna. Se deberían consultar proveedores y fabricantes especializados en componentes internos de columnas de fraccionamiento para determinar la selección óptima para los componentes internos necesarios en este servicio.

Los cálculos del proceso indican que se necesitan un total de dieciséis etapas de equilibrio teórico en la columna 12 (la Columna de Fraccionamiento Criogénico) dividida entre las tres secciones de la columna del siguiente modo: cinco etapas teóricas en la sección superior, siete etapas teóricas en la sección media y cuatro etapas teóricas en la sección inferior. Sin embargo, el total de etapas de equilibrio teórico podría oscilar entre quince y veinte etapas en función de la composición de GNL Rico y el rendimiento específico de recuperación necesario. La variación en el diseño real de la columna 12 será necesaria dependiendo de una serie de factores, entre los que se incluyen la composición del GNL Rico y el rango de extracción deseado para, por ejemplo, los niveles de etano.

La corriente 8 alimenta a la parte superior de la columna 12 (la Columna de Fraccionamiento Criogénico) sirviendo de reflujo de líquido frío para la columna. El líquido de la corriente 8 se distribuye de manera uniforme sobre la sección 12a superior de relleno por medio de un distribuidor interno (no mostrado) y fluye hacia abajo a través de la parte superior de la sección 12a empapando los componentes internos y entrando en contacto con el tráfico de vapor que fluye hacia arriba. La corriente 11, que es esencialmente vapor en su totalidad, entra en la columna 12 entre la sección superior 12a y la sección media 12b. El vapor de la corriente 11 se combina con otro vapor que fluye hacia arriba desde la sección media de relleno 12b de la columna 12 y los vapores combinados fluyen hacia arriba a través de la sección superior de relleno 12a, entrando en contacto con el líquido de reflujo frío que está fluyendo hacia abajo. El líquido de reflujo frío actúa para absorber y condensar etano e hidrocarburos más pesados del vapor fluyendo hacia arriba a través de la sección superior de relleno 12a. El vapor de sección superior de relleno 12a sale de la columna 12 (la Columna de Fraccionamiento Criogénico) como la corriente 13 (el producto de gas frío de la parte superior)

ES 2 715 211 T3

El líquido (de haberlo) en la corriente 11 tras la entrada en la columna 12, se combina con los líquidos que fluyen hacia abajo desde la sección superior de relleno 12a y los líquidos combinados se distribuyen de manera uniforme sobre la sección media de relleno 12b por medio de un distribuidor interno (no mostrado) localizado en la parte superior de la sección media de relleno 12b. El líquido distribuido de manera uniforme continúa fluyendo hacia abajo a través de la

5 sección media de relleno 12b empapando los componentes internos de relleno y entrando en contacto con los vapores que fluyen hacia arriba. De este modo, se establece una operación de destilación dentro de la columna 12 con los componentes más volátiles y ligeros (por ejemplo, metano y nitrógeno) en los líquidos que se transfieren a la fase de vapor y con los componentes más pesados y menos volátiles (por ejemplo, etano e hidrocarburos más pesados) en los vapores que se transfieren a la fase líquida.

10 En la parte inferior de la sección media de relleno 12b de la columna 12, se requiere una bandeja de extracción (no mostrada). Los líquidos que salen de la parte inferior de la sección media de relleno 12b se recogen en esta bandeja de extracción y salen de la columna 12 (la Columna de Fraccionamiento Criogénico) como corriente 36. El intercambiador 34 (el Reboiler Lateral) calienta y vaporiza parcialmente la corriente 36, que luego se devuelve a la columna 12 como la corriente 37 entrando en el distribuidor de líquido (no mostrado) desde la sección inferior de

15 relleno 12c.

Los líquidos de este distribuidor son distribuidos de manera uniforme sobre la sección inferior de relleno 12c y fluyen hacia abajo a través de la sección inferior de relleno 12c empapando los componentes internos de relleno y entrando en contacto con los vapores que fluyen hacia arriba. De este modo, una operación de destilación se establece de nuevo en la columna 12 con los componentes más lentos y volátiles (por ejemplo, nitrógeno, metano y pequeñas

20 cantidades de etano) en los líquidos que se transfieren a la fase de vapor y con los más pesados y menos volátiles componentes (por ejemplo, etano y los hidrocarburos más pesados) en los vapores que se transfieren a la fase líquida. El líquido de la sección inferior de relleno 12c sale de la columna 12 (la Columna de Fraccionamiento Criogénico) como la corriente 26 y se alimenta al intercambiador de calor 27 (el Reboiler)

El intercambiador de calor 27 (el Reboiler) calienta y vaporiza parcialmente la corriente 26. La porción vaporizada de

25 la corriente 26 del intercambiador de calor 27 (el Reboiler) es devuelta a la columna 12 (la Columna de Fraccionamiento Criogénico) como corriente 28 accediendo a la columna debajo de la sección inferior de relleno 12c de la columna 12. La porción líquida de la corriente 26 sale del intercambiador 27 (el Reboiler) como la corriente 29 (el Producto LGN) y se envía al tanque 30 (un Tanque de Compensación del Producto LGN opcional).

El tanque 30 (que es opcional) es un tanque de compensación para mantener un inventario/existencias del Producto

30 LGN para alimentar la bomba 32 y para proporcionar flexibilidad operativa. La corriente 29, el Producto LGN que contiene la mezcla de etano e hidrocarburos más pesados y una pequeña fracción de metano (generalmente menos de 1 mol % de metano) sale del tanque 30 (el Tanque de Compensación del Producto LGN) como la corriente 31 y es bombeada opcionalmente por la bomba 32 (las bombas de refuerzo de LGN) aumentando la presión aproximadamente 3.4×10^5 Pa (50 psig) descargando de la bomba como la corriente 33. En función de la aplicación específica, pueden

35 ser empleadas disposiciones de almacenamiento y bombeo alternativas.

La corriente 33 se enfría en el intercambiador de calor 34 (El Reboiler Lateral) y sale como la corriente 35. El intercambiador de calor 34 (el Reboiler Lateral) realiza un servicio doble y mejora la eficiencia del combustible de todo el proceso. La energía térmica recuperada de la corriente 33 se utiliza para proporcionar el calor del Reboiler lateral como la corriente 37 en la columna 12 (la Columna de Fraccionamiento Criogénico) entre la sección media de relleno

40 12b y la sección inferior de relleno 12c y en consecuencia, la corriente 35 (La corriente del Producto LGN) se enfría. La recuperación de calor de la corriente 33 en el intercambiador 34 (el Reboiler Lateral) reduce la carga térmica del

intercambiador 27 (el Reboiler), que a su vez reduce la necesidad de calentamiento general de la instalación, resultando en una reducción generalizada de la cantidad de combustible necesaria para el funcionamiento del sistema. El calor recuperado del Producto LGN del intercambiador 34 (El Reboiler Lateral) redujo la carga de calentamiento del sistema de la instalación entre un 15% a un 35% cuando el contenido de C2+ del GNL Rico es elevado (C2+ >10 % en moles) Si el contenido del GNL Rico es bajo (C2+ < 10 % en moles), la carga de calentamiento del sistema de la instalación se ve reducida entre un 2% y un 15%. En ciertos escenarios de diseño y opciones de máquetin, puede ser necesario un refrigerador auxiliar para enfriar el Producto LGN antes de su envío o almacenamiento. El refrigerador auxiliar del Producto LGN, que no ha sido mostrado en la Fig. 1, se ubicaría aguas abajo del intercambiador 34 (el Reboiler Lateral) para enfriar la corriente 35

10 La corriente 35 (la corriente enfriada del Producto LGN que sale del Reboiler Lateral) es bombeada a la tubería de envío a presión por la bomba 38 (Bombas de Envío de Alta Presión), medidas y entregadas a la tubería del Producto LGN. Dependiendo de la aplicación específica, se puede utilizar un arreglo alternativo de almacenamiento y bombeo. Otros métodos de transporte para mover el producto LGN pueden ser sustituidos por el método del transporte por tuberías ilustrado en la Fig. 1, incluyendo, aunque no estando limitado a éstos, camiones, trenes y barcos (barcos de carga refrigerada). Dichas alternativas no requerirían una Bomba de Envío de Alta Presión 38.

La corriente 14, siendo el GNL "Pobre" relicuado que sale del intercambiador de calor 6 (el GNL/Intercambiador de Gas) puede contener una pequeña fracción de gas no condensado (de 0% a 10% sobre una base molar) referida como Gas de Cola. La corriente 14 se envía al tanque 15 (el Tanque de Descarga de GNL) para separar todo Gas de Cola no condensado del GNL Pobre. La corriente 20 (el GNL Pobre) del tanque 15 se bombea a la gaseoducto de salida a presión por la bomba 21 (las Bombas de Envío de Alta Presión) descargándose de la bomba 21 como la corriente 22.

El Gas de Cola no condensado sale del tanque 15 como la corriente 16 y la corriente 17. La corriente 16 representa la porción del Gas de Cola no condensado del tanque 15 utilizada como fuente de gas combustible de alta presión. La corriente 17 representa la porción de Gas de Cola no condensado del tanque 15 que excede al utilizado para el gas combustible de alta presión. La Corriente 17 (el Gas de Cola) es comprimido por el compresor 18 (el Compresor de Gas de Cola) a la gaseoducto de salida a presión descargando del compresor como la corriente 19. Bajo ciertas condiciones, dependiendo de la composición del GNL relicuado, la corriente 14 puede ser totalmente condensada y el compresor 18 puede no ser necesario.

La corriente 19 (el Gas de Cola comprimido) se recombina con la corriente 22. La mezcla de la corriente de gas 19 (el Gas de Cola comprimido) con la corriente líquida 22 (el GNL Pobre a la presión de envío) provoca que la corriente 19 (el Gas de Cola comprimido) sea condensado y absorbido a el GNL Pobre resultando en la corriente 23, que es 100% líquida. La corriente 23 (el GNL Pobre que contiene Gas de Cola relicuado) se vaporiza en el vaporizador 24 (el Vaporizador de la Segunda Etapa) saliendo como la corriente 25 (la gaseoducto de salida de gas) que luego se mide y entrega al gaseoducto. El Vaporizador 24 (el Vaporizador de Segunda Etapa) puede ser o bien un vaporizador de bastidor abierto (VBA) que utiliza agua de mar como fluido calentador, o bien un vaporizador de combustión sumergido (VCS) utilizando la combustión de gas-aire en un en un baño de agua sumergida para calentar o cualquier otra clase de calentador o combinaciones de intercambio de calor que puedan utilizar el calor del proceso o el calor residual disponible. Si una adecuada fuente de agua de mar se encontrase disponible, se recomienda el uso de un vaporizador de bastidor abierto al mejorar significativamente la eficiencia global del combustible de este proceso.

40 Ejemplo: Una realización del proceso como se muestra en la Fig. 1 se modelo utilizando un programa de simulación de procesos disponible comercialmente llamado HYSYS (disponible de AspenTech of Calgary, Alberta Canadá).

HYSYS es utilizado comúnmente por la industria de gas natural para evaluar y diseñar sistemas de proceso de este tipo. Un amplio rango de composiciones de GNL de alimentación se evaluaron utilizando el modelo HYSYS de nuestro proceso. Los resultados del cálculo del modelo HYSYS para nuestro proceso están resumidos en las Tablas 1 y 2 mostradas abajo para una de las composiciones de GNL de alimentación evaluadas. Se pretende que los resultados del ejemplo dado en las Tablas 1 y 2 muestren el funcionamiento de nuestro proceso operando en modo “Alta Recuperación de Etano” para una composición de GNL de alimentación típica. La numeración de las corrientes en las tablas 1 y 2 coinciden con las mostradas en la Fig.1. Cualquier persona entrenada y con habilidad en el estado de la técnica de la ingeniería de procesos, particularmente una que tenga los beneficios de las realizaciones descritas, reconocerá la posibilidad de variaciones en las condiciones del proceso mostrado en las Tablas 1 y 2 de aplicación a aplicación. Por ejemplo, la combinación de temperaturas, presiones y caudales dentro de nuestro proceso serán diferentes de aquellas mostradas en la Tabla 2 en función de la composición del GNL de alimentación y del caudal, de las especificaciones del producto LGN, de las especificaciones del gas de envío, y de los niveles deseados de recuperación de etano e hidrocarburos más pesados. El proceso descrito en esta patente es extremadamente flexible y ha sido confirmado por los cálculos de modelado HYSYS para funcionar satisfactoriamente en un amplio rango de composiciones del GNL de alimentación, especificaciones de producto y niveles deseados de C2+. Los resultados de Ejemplo dados en las Tablas 1 y 2 no se deberán utilizar para limitar o restringir el alcance de la presente invención, pero sirven únicamente para mostrar las condiciones de procesamiento de las realizaciones de esta invención para una aplicación hipotética.

20

Tabla 1 - Composiciones y Niveles de Recuperación de LGN

Componente	Corriente 1 de alimentación de GNL % Moles	Corriente de Gas Combustible % Moles	Corriente de Gas de Envío % Moles	Corriente 39 de Producto de LGN % Moles	% Recuperación de LGN
Nitrógeno	0.131	0.404	0.145	0.000	0.00
Dióxido de carbono	0.000	0.000	0.000	0.000	0.00
Metano	89.066	99.466	98.926	2.299	0.26
Etano	7.035	0.128	0.865	61.352	89.05
Propano	2.412	0.002	0.057	23.124	97.89
I-Butano	0.402	0.000	0.003	3.911	99.34
N- Butano	0.804	0.000	0.004	7.840	99.56
I-Pentano	0.080	0.000	0.000	0.786	100.00

ES 2 715 211 T3

N- Pentano	0.070	0.000	0.000	0.688	100.00
Total	100.000	100.000	100.000	100.000	n/a

Tabla 2 – Caudales y Condiciones de Corriente

Número de corriente	Temperatura °C (°F)	Presión Pa (psia)	Caudal lb moles/hr
1	-160 (-256)	1.08 x 10 ⁵ (15.7)	47,530
3	-159 (-255)	7.93 x 10 ⁵ (115)	47,530
5	-158 (-253)	33.4 x 10 ⁵ (485)	47,530
7	-93 (-136)	32.4 x 10 ⁵ (470)	47,530
8	-93 (-136)	31.7 x 10 ⁵ (460)	28,043
9	-93 (-136)	32.4 x 10 ⁵ (470)	19,487
11	10 (50)	30.7 x 10 ⁵ (445)	19,487
13	-92 (-133)	30.0 x 10 ⁵ (435)	42,677
14	-96 (-141)	29.6 x 10 ⁵ (430)	42,677
16	-96 (-141)	29.0 x 10 ⁵ (420)	255
17	-96 (-141)	29.0 x 10 ⁵ (420)	385
19	-30 (-22)	79.3 x 10 ⁵ (1150)	385
20	-96 (-141)	29.6 x 10 ⁵ (430)	42,037
22	-87 (-125)	79.3 x 10 ⁵ (1150)	42,037
23	-87 (-124)	79.3 x 10 ⁵ (1150)	42,422
25	4.4 (40)	76.9 x 10 ⁵ (1115)	42,422
26	13 (56)	30.3 x 10 ⁵ (440)	8,776
28	27 (81)	30.3 x 10 ⁵ (440)	3,993
29	27 (81)	30.3 x 10 ⁵ (440)	4,853
31	27 (81)	30.3 x 10 ⁵ (440)	4,853
33	29 (84)	40.3 x 10 ⁵ (585)	4,853
35	4.4 (40)	39.0 x 10 ⁵ (565)	4,853
36	-39 (-39)	30.3 x 10 ⁵ (439)	8,152
37	-27 (-17)	30.2 x 10 ⁵ (438)	8,152
39	5.6 (42)	70.0 x 10 ⁵ (1015)	4,853

REIVINDICACIONES

1. Proceso de extracción y recuperación de etano e hidrocarburos más pesados (C2+) a partir de gas natural licuado (GNL) que comprende los pasos siguientes:

- 5 a) bombeo (4) del GNL;
- b) tras dicho bombeo, precalentado del GNL mediante intercambio cruzado directo con una corriente de vapor fría rica en metano (13) producida en la parte superior de una columna de fraccionamiento (12), y entonces división del GNL en dos corrientes (8,9), una corriente fría de GNL (8) y una corriente residual de GNL (9);
- 10 c) calentado y vaporizado (10) de la corriente residual de GNL para producir una corriente de gas de alimentación (11);
- d) utilización de la columna de fraccionamiento (12) para producir la corriente de vapor fría rica en metano (13) de la parte superior de la columna de fraccionamiento y una corriente de Producto LGN (29) de la parte inferior de la columna de fraccionamiento;
- 15 e) alimentación con la corriente de gas de alimentación (11) del paso c) a la columna de fraccionamiento en un punto de entrada en la columna de fraccionamiento situado bajo la etapa de equilibrio superior de la columna de fraccionamiento;
- f) utilización de la refrigeración recuperada del paso b) de precalentamiento del GNL mediante intercambio directo cruzado entre el GNL y la corriente de vapor fría rica en metano (13);
- 20 g) adición de calor en el fondo de la columna de fraccionamiento criogénico;
- h) relicuefacción de una parte de la corriente de vapor fría rica en metano (13) producida en la parte superior de la columna de fraccionamiento mediante intercambio directo cruzado entre el GNL y la corriente de vapor fría rica en metano utilizando uno o mas intercambiadores de calor (6);

25 donde el proceso reduce, o elimina completamente en ciertos escenarios la necesidad de compresión de gas, en el que:

- i) en el paso a) el GNL se bombea desde una presión cercana a la atmosférica hasta una presión que oscila entre 26.2×10^5 y 37.9×10^5 Pa (380 y 550 psig);
- j) la corriente fría de GNL es una corriente de reflujo de GNL fría, y el GNL se precalienta en el paso b) a una temperatura cercana a la temperatura de burbuja;
- 30 k) la columna de fraccionamiento es una columna de fraccionamiento criogénico que opera a una presión que oscila entre 24.1×10^5 y 35.9×10^5 Pa (350 hasta 520 psig);
- l) la corriente de GNL fría (8) alimenta a la columna de fraccionamiento criogénico (12) en un punto de entrada situado en la parte superior de la etapa de equilibrio teórico de la columna de fraccionamiento criogénico;
- 35 m) la corriente de gas de alimentación (11) en el paso e) alimenta a la columna de fraccionamiento criogénico en un punto de entrada situado entre tres y ocho etapas de equilibrio teórico por debajo de la etapa de equilibrio teórico superior de la columna de fraccionamiento criogénico;
- n) se añade calor a la columna de fraccionamiento criogénico (12) utilizando al menos un intercambiador de calor (34) que tiene un extracto de líquidos y un retorno conectado a la columna de fraccionamiento criogénico (12) por debajo del punto de entrada de la corriente de gas de alimentación (11) y por encima del fondo de la etapa de equilibrio de la columna de fraccionamiento
- 40

criogénico, estando proporcionada la fuente de calor de dichos(s) intercambiador(es) de calor (34) por el calor recuperado del Producto LGN mediante intercambio cruzado directo;

- o) el calor se añade al fondo de la columna de fraccionamiento criogénico en el paso g) utilizando otro intercambiador de calor (27) para crear vapores en ebullición que retornan de la columna de fraccionamiento criogénico y para mantener la temperatura del fondo en la columna de fraccionamiento criogénico a la temperatura requerida para controlar la calidad del producto LGN;
- p) el 90% al 100% de la corriente de vapor fría rica en metano (13) se relicua en el paso h);
- q) el gas del líquido que resulta de paso h) se separa en una corriente de Gas de Cola (16,17) y una corriente de GNL Pobre (20) mediante la utilización de equipamiento de separación gas-líquido (15);
- r) el Gas de Cola se utiliza como fuente de suministro (16) para un sistema de gas combustible de una instalación;
- s) el Gas de Cola que se encuentra en exceso de aquel que se utiliza en un sistema de gas combustible de una instalación se comprime a la presión del gaseoducto de salida de gas utilizando un compresor convencional (18) adecuado para operar a temperaturas criogénicas;
- t) el GNL Pobre se bombea (21) a la presión del gaseoducto de salida y el GNL Pobre se mezcla con el exceso de Gas de Cola del paso s) a la presión del gaseoducto de salida relicuando y condensando el Gas de Cola; y
- u) el GNL Pobre que contiene el exceso de Gas de Cola relicuado se vaporiza y se calienta, por lo que la corriente de gas resultante (25) se puede entregar a la tubería de salida.

2. Proceso según la reivindicación 1, en el que las etapas de vaporización c) y p) se caracterizan además por incluir el uso de vaporizadores convencionales de GNL de bastidor abierto (10, 24) calentados por agua de mar, vaporizadores convencionales de combustión sumergida de GNL calentados por combustión de gas-aire en un baño de agua sumergido o cualquier otro tipo de combinaciones de vaporizadores o intercambiadores de calor capaces de vaporizar GNL en estos servicios.

3. Proceso según la reivindicación 1, en el que el(los) intercambiador(es) de calor (6) de la etapa h) se caracterizan además por recibir calor de una fuente de calor externa que incluye, entre otros, vapor, fluido del medio de calentamiento, aceite caliente, cocción directa agua de mar caliente, recuperación de calor residual de los gases de combustión de escape de la turbina / motor, elemento de calentamiento eléctrico, energía solar o cualquier otra fuente de calor que pueda adaptarse a este servicio

4. Proceso según la reivindicación 1, en el que el servicio de transferencia de calor requerido para los pasos c), g) y h) se caracteriza además por utilizar intercambiadores de aletas de aluminio soldado, intercambiadores de tipo circuito impreso, intercambiadores de carcasa y tubos u otros tipos de intercambiadores de calor que sean capaces de alcanzar temperaturas de acercamiento mínimas de -16 ° C a -15° C (3 ° F a 5 ° F).

5. Utilización del proceso de la reivindicación 1 para:

- a) acondicionamiento de GNL en una terminal de recepción y regasificación de GNL de modo que la corriente de gas resultante enviada al gaseoducto de salida presente unas especificaciones de calidad del gas natural predeterminadas; o

ES 2 715 211 T3

- 5
- b) acondicionamiento del GNL de modo que la corriente de gas resultante enviada al gaseoducto de salida presente unas especificaciones de calidad de combustible y estándares predeterminados requeridos por los vehículos propulsados por GNL y otro equipamiento propulsado por GNL; o
 - c) acondicionamiento del GNL de modo que la corriente de gas resultante enviada al gaseoducto de salida presente unas especificaciones de calidad y estándares predeterminados para el GNC comercial; o
 - d) procesamiento del GNL para la recuperación de etano, propano y/u otros hidrocarburos más pesado que el metano del GNL.
- 10
6. Utilización del proceso de la reivindicación 1 para GNL que tenga composiciones de hidrocarburos variables con un contenido de C2+ que oscilen entre un inferior de 2.5% de moles de C2+ hasta un superior de 25.0 % de moles de C2+.
- 15
7. Utilización del proceso de la reivindicación 1 para GNL en un “modo de alta extracción de etano” sobre el rango de contenido de C2+ de la reivindicación 6 para:
- a) conseguir una extracción de etano que oscile entre un 80 % y un 92%;
 - b) conseguir una extracción de propano que oscile entre un 95% y un 99%; y
 - c) conseguir una recuperación de esencialmente el 100% de hidrocarburos más pesados que el propano.
- 20
8. Utilización del proceso de la reivindicación 1 para GNL en un “modo de baja extracción de etano” sobre el rango de contenido de C2+ de la reivindicación 6 reduciendo la extracción de etano a cualquier nivel deseado por debajo de un mínimo de extracción de etano del 2% realizando cambios en las condiciones de operación de la columna de fraccionamiento criogénico, incluyendo varias combinaciones de presión reducida, incremento de la temperatura del fondo y cambio del caudal de reflujo para:
- a) conseguir una extracción de propano que oscile entre un 95% y un 80%; y
 - b) conseguir una extracción de butanos e hidrocarburos más pesados que oscile entre un 99% y un 95%.
- 30

Fig. 1

