



MEMORIA DESCRIPTIVA

que se presenta para unir a la solicitud
d e

P A T E N T E D E I N V E N C I O N

formulada el 24 de Octubre de 1.966, con el número 332.687

e n

E S P A Ñ A

por VEINTE años

a nombre de ESSO RESEARCH AND ENGINEERING COMPANY, entidad norteamericana, establecida en Elizabeth, Nueva Jersey, Estados Unidos de América, por:

"UN PROCEDIMIENTO PARA VOLVER A GASIFICAR UNA MEZCLA GASEOSA DE HIDROCARBUROS LICUADA Y RICA EN METANO"

La presente invención se refiere en líneas generales a un método para tratar una mezcla de gas licuado. Más particularmente, la invención se refiere a un procedimiento en el que se vuelve a gasificar gas natural licuado para formar un producto a temperaturas y presiones adecuadas para su normal distribución a través de una tubería o gasoducto.

5



El gas natural se encuentra frecuentemente en zonas alejadas de los lugares en que va a ser empleado finalmente. Muy frecuentemente, la fuente de este combustible está separada del punto de empleo por alguna masa importante de agua, y entonces es necesario efectuar un transporte en bruto del gas natural por medio de grandes buques cisterna. En estas circunstancias, las consideraciones económicas exigen que el gas natural sea licuado para reducir mucho su volumen, y que sea transportado a presiones sustancialmente atmosféricas. En estas condiciones, el gas natural licuado, al que en la Memoria se denominará LNG, está a una temperatura de alrededor de -161°C . Esta temperatura representa el punto de ebullición del metano a presión atmosférica. Ha de indicarse, sin embargo, que el gas natural contiene con frecuencia pequeñas cantidades de hidrocarburos más pesados de punto de ebullición más elevado, tales como el etano, propano, butano y similares, y éstos harán variar el intervalo de ebullición del LNG, de modo que usualmente hierve a una temperatura entre -161°C y -151°C .

Cuando el LNG llega al punto de utilización está, naturalmente, en forma licuada, y por consiguiente es necesario gasificarlo de nuevo antes de poder ser empleado como combustible. Además el etano y otros componentes de peso molecular superior que están presentes en el LNG son valiosos como material de alimentación para la producción de varios productos petroquímicos y para la fabricación de gas de petróleo licuado. Por lo tanto, es deseable separar estos varios componentes antes de enviar los gases más ligeros que quedan, o sea, los gases pobres, al sistema de

distribución del combustible.



5 En un procedimiento de destilación convencional para este tipo de separación es usual proveer una torre de fraccionamiento, condensándose parcialmente los vapores procedentes de la cabeza o parte superior de la torre en un aparato de cambio de calor. El líquido así formado se separa y se recoge en un colector o depósito, y una parte del mismo se hace volver a la torre por medio de bombas. Este líquido de retorno, o, como se denomina frecuentemente, el líquido de reflujo, arrastra el etano y los componentes más pesados del material de alimentación entrante. A causa de las extremadamente bajas temperaturas inherentes al tratamiento del LNG, el cambiador de calor, el colector, las bombas y demás equipo asociado tiene que estar fabricado a partir de materiales caros. Además, el reflujo que podría producirse económicamente de esta forma contendría una alta proporción de etano, y su capacidad se limitaría a arrastrar por lavado el etano de la mezcla de LNG entrante.

10
15
20 Por el contrario, la presente invención proporciona un método para conseguir una mayor recuperación de etano a partir de la mezcla de LNG que la que puede conseguirse económicamente por los medios convencionales expuestos antes. Además, el procedimiento de la presente invención elimina la necesidad de algunos cambiadores, colectores, bombas y otro equipo auxiliar costoso asociado con el procedimiento convencional. Estas mejoras deseables se consiguen empleando parte del LNG entrante como reflujo a la columna. A las temperaturas criogénicas empleadas en este
25
30 procedimiento, los componentes del LNG que son más pesados



que el etano tienen una volatilidad muy baja, y no se vaporizan de modo significativo en el gas pobre. A causa de la presencia de estos componentes más pesados, este líquido de reflujo tiene un contenido inferior de etano que el que puede conseguirse económicamente por los medios convencionales. Esto da como resultado una separación mucho mejor de etano del gas pobre, en comparación con la separación de etano que se consigue de la forma convencional.

En el procedimiento de la invención, la corriente de alimentación de LNG se pone a presión, y una parte de la misma se hace pasar directamente a la zona superior o de cabeza de una columna de fraccionamiento. El resto de la alimentación se somete después a un intercambio de calor con otras corrientes del procedimiento, con lo que proporciona un trabajo de refrigeración, y subsiguientemente es vaporizada parcialmente y calentada hasta aproximadamente -40°C . Esta corriente parcialmente vaporizada se hace volver como alimentación a la columna de fraccionamiento, en la que el etano y los componentes más pesados se recogen como producto de cola. Este producto de cola se fracciona después adicionalmente para recuperar el etano y los componentes más pesados.

Los vapores separados de la parte superior de la columna, que son metano en su mayor parte, se utilizan también para proporcionar un trabajo de refrigeración a otro cambiador de calor del procedimiento. Durante este intercambio de calor, estos vapores se calientan hasta una temperatura adecuada para su normal distribución por gasoductos o tuberías.

Por consiguiente, un importante objeto de esta



invención es facilitar la regasificación del LNG, de modo que esté en condiciones adecuadas de presión y temperatura para su distribución y empleo como combustible.

5 Otro objeto importante de esta invención es proporcionar medios eficientes para recuperar selectivamente etano de una corriente de alimentación de gas natural licuado.

10 Otro objeto más de la invención es proporcionar los medios eficientes para separar los varios hidrocarburos más pesados que pueden estar presentes en el LNG tal y como éste se recibe de los buques cisterna.

Otro objeto aún de la presente invención es aprovechar de un modo eficiente el potencial de refrigeración del LNG frío.

15 Otros objetos de la invención, y una comprensión más completa de la misma, pueden deducirse haciendo referencia a la siguiente descripción y a las reivindicaciones, consideradas en unión del dibujo anexo.

20 En la figura se da un diagrama de flujo que ilustra un procedimiento según la presente invención.

Haciendo referencia detallada a la figura, el número de referencia 2 indica un depósito de almacenamiento estacionario aislado, que recibe el LNG a presión atmosférica del buque cisterna (que no se muestra). El LNG
25 tiene normalmente, en el depósito 2, una temperatura de aproximadamente -162°C a -151°C . El LNG procedente del depósito 2 se lleva, a través de la conducción 3, a una bomba 4 adecuada. La bomba 4 hace aumentar la presión del material de alimentación de LNG hasta aproximadamente $45,5$
30 kg/cm^2 manométricos. La corriente de LNG puesto a presión,



descargada desde la bomba 4 a través de la conducción 5, se divide en varias corrientes. La fracción primera, denominada A, y que representa aproximadamente el 30% de la corriente de alimentación total, entra en la parte superior de un desmetanizador o separador de metano 6, a través de la conducción 7. El desmetanizador 6 se hace trabajar a una presión de aproximadamente 35,7 kg/cm² manométricos, y está provisto de un equipo de transferencia de calor 10 que cede calor en el fondo. La segunda fracción de alimentación, denominada B, se hace pasar a través de un sistema 8 de intercambio de calor, con lo que proporciona el trabajo de refrigeración para enfriar las corrientes exteriores del procedimiento (que no se muestran). El sistema 8 de intercambio de calor puede representar una parte de una operación completamente independiente, tal como una instalación de etileno, por ejemplo. Al salir del sistema 8 cambiador de calor, esta fracción se divide en dos conducciones, 15 y 17.

La fracción restante de la alimentación, denominada C, se hace pasar a través de la conducción 9, en derivación con el sistema 8 cambiador de calor. Después se reúne con una de las fracciones que salen del sistema 8 cambiador de calor, en la conducción 17. Esta corriente recombinada se hace pasar después, en relación de intercambio de calor, con los vapores procedentes de un desetanizador o separador de etano 14, para proporcionar el reflujo 23 del desetanizador. Esta corriente atraviesa después los cambiadores de calor 26 y 36, en los que enfría la corriente 25 de propano y la corriente 27 de butano, obtenidas a partir del despropanizador 22 o separador de



propano, y del desbutanizador o separador de butano 30, respectivamente. La corriente continúa a través de la conducción 17, y se calienta adicionalmente por medio del calentador 12 antes de volver a combinarse con la corriente 15 y a introducirse en la parte central del desmetanizador 6.

Los vapores, metano en su mayor parte, que salen de la cabeza o parte superior del desmetanizador 6 a través de la conducción 13, se hacen pasar a través del aparato 24 de intercambio de calor, en el que enfrían los vapores que salen de la parte superior del despropanizador 22, y así proporcionan el reflujo para esta columna. Después de salir del aparato 24 de intercambio de calor, los vapores ricos en metano están a aproximadamente 4,5°C y a una presión adecuada para pasar directamente al sistema de distribución del combustible (que no se muestra) a través de la conducción 29.

El producto de colas que sale del desmetanizador 6 a través de la conducción 19 se lleva al desetanizador 14, que se hace funcionar a una presión de aproximadamente 16,45 kg/cm² manométricos. Se suministra calor al desetanizador 14 por medio del equipo 16 de transferencia de calor. Una parte de los vapores que salen del desetanizador 14 a través de la conducción 31 se condensan en el aparato 18 de intercambio de calor, y se hacen volver como reflujo, a través de la conducción 23, a la columna 14. La parte restante, que en su mayoría es etano, se descarga a través de la conducción 20.

Los productos de cola que salen del desetanizador 14 se llevan, a través de la conducción 21, al des-



propanizador 22. El despropanizador 22 se hace trabajar a una presión de aproximadamente $14,3 \text{ kg/cm}^2$ manométricos, y está provisto de un equipo 28 de transferencia de calor. Los vapores ricos en propano que salen de la parte superior del despropanizador 22 se condensan en el aparato 24 de intercambio de calor, y una parte de la corriente condensada se recicla al despropanizador 22, descargándose el resto a través de la conducción 25. Antes de pasar a la instalación de almacenamiento de propano (que no se muestra), esta corriente se enfría hasta aproximadamente -43°C en el aparato 26 de intercambio de calor.

El producto de cola procedente del despropanizador 22 se hace pasar a través de la conducción 33 al desbutanizador 30. Esta columna se hace trabajar a una presión de aproximadamente $5,95 \text{ kg/cm}^2$ manométricos, y también está provista de un equipo 32 de transferencia de calor. Los vapores ricos en butano que salen de la parte superior del desbutanizador 30 se condensan en el aparato 34 de intercambio de calor, y una parte del condensado se recicla como reflujo a la columna 30. El resto del condensado se descarga a través de la conducción 27 y a través del aparato 36 de intercambio de calor, en el que el condensado de butano se enfría a aproximadamente -4°C antes de ser enviado a almacenar. El producto de cola procedente del desbutanizador 30, que consta de productos residuales de 5 átomos de carbono, se descarga a través de la conducción 37 y atraviesa el aparato 38 de intercambio de calor antes de ser almacenado.

Ha de entenderse que la anterior disposición puede modificarse en varios detalles y no necesita res-



tringirse necesariamente al tratamiento del gas natural per se. El diagrama de flujo y la descripción se dan solamente con el fin de ilustrar más claramente cómo puede llevarse a cabo la invención.

5

La presente solicitud que corresponde a la presentada en los Estados Unidos de América, el 23 de Septiembre de 1.966, bajo el número 581.550, se acoge a los beneficios del artículo 51 del vigente Estatuto sobre Propiedad Industrial.

N O T A

10

Los puntos de invención propia y nueva que se presentan para que sean objeto de esta solicitud de Patente de Invención en España, por VEINTE años, son los siguientes:

15

1.- Un procedimiento para volver a gasificar una mezcla gaseosa de hidrocarburos licuada y rica en metano, con lo que se obtiene un producto a presiones y temperaturas adecuadas para su distribución por gasoducto o tubería, que comprende las operaciones siguientes: poner a presión una corriente de gas natural licuado, dividir dicha corriente de gas natural licuado en tres corrientes secundarias, hacer pasar una primera corriente secundaria a la parte superior de un separador de metano, hacer pasar una segunda corriente secundaria a través de un sistema de intercambio de calor, con lo que dicha segunda co-

20

24



5 rriente secundaria proporciona un trabajo de refrigera-
ción a dicho sistema de intercambio de calor, y por tanto
es calentada, volver a combinar la tercera corriente se-
cundaria con una primera porción de la segunda corriente
secundaria calentada, utilizar esta corriente re combinada
para proporcionar el trabajo de refrigeración para varias
corrientes del procedimiento en una separación fraccionada
por destilación y condensación de los hidrocarburos presen
tes en dicha corriente de gas natural licuado, combinar
10 dicha corriente re combinada con la porción no combinada
previamente de dicha segunda corriente secundaria e intro
ducir esta corriente últimamente combinada en la zona me
dia de dicho separador de metano, descargar los vapores
de la parte superior de dicho separador de metano, y hacer
15 pasar dichos vapores en relación de intercambio de calor
con otras corrientes del procedimiento, con lo que dichos
vapores se calientan hasta una temperatura adecuada para
su distribución por gasoductos o tuberías.

20 2.- Un procedimiento según la reivindicación
1, en el que al menos una parte de dicho sistema de inter
cambio de calor se encuentra en una instalación que pro
duce etileno.

25 3.- Un procedimiento según la reivindicación
1, en el que la mezcla gaseosa de hidrocarburos licuada
es gas natural.

30 4.- Un procedimiento según la reivindicación
1, caracterizado además por retirar un producto de cola
de dicho separador de metano, estando dichos productos de
cola sustancialmente desprovistos de metano y comprendien
do etano y otros hidrocarburos más pesados, y fraccionar



dichos productos de cola para recuperar dicho etano y dichos hidrocarburos más pesados.

5 5.- Un procedimiento según la reivindicación 1, caracterizado además por utilizar la capacidad de refrigeración de los vapores descargados de la parte superior del separador de metano para proporcionar una corriente de reflujo en un separador de propano.

10 6.- Un procedimiento según la reivindicación 1, caracterizado además por utilizar la capacidad de refrigeración de dicha corriente recombinada para obtener la corriente de reflujo en un separador de etano, y para enfriar los productos descargados de un separador de propano y un separador de butano.

15 7.- Un procedimiento para volver a gasificar una mezcla gaseosa de hidrocarburos licuada y rica en metano.

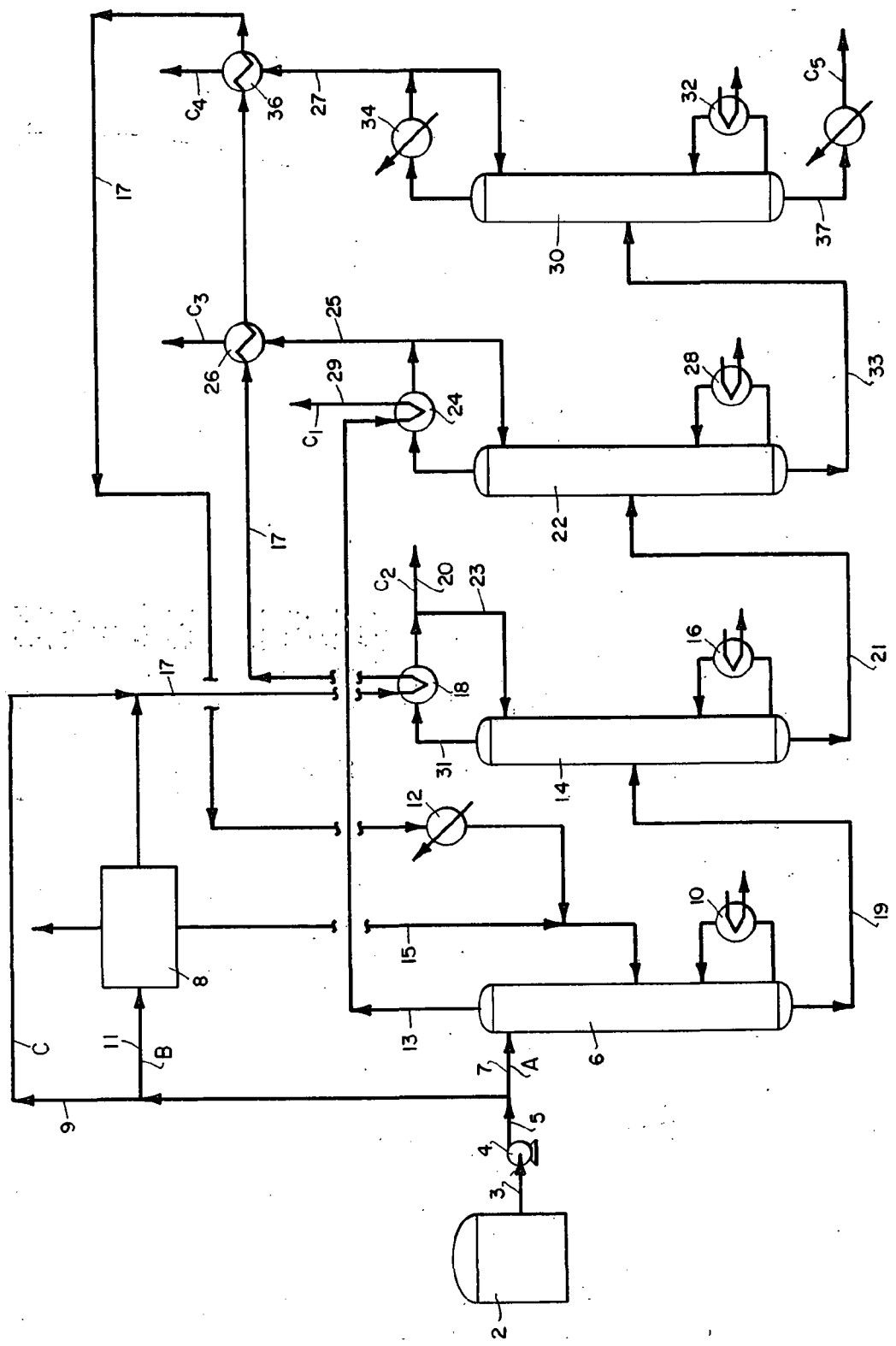
Tal y como se ha descrito en la Memoria que antecede, representado en los dibujos que se acompañan y para los fines que se han especificado.

20 Esta Memoria consta de once hojas escritas a máquina por una sola cara.

Madrid,

P. A.

Albarrán



Handwritten signature