

SECCION TECNICA
CLASIFICACION I. P. C.
CLASE <u>C 10</u>
SUBCLASE <u>G</u>



PATENTE DE INVENCION

Order Nº 3466

385316

Memoria Descriptiva

sobre:

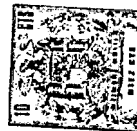
Procedimiento para separar metano de una carga de alimentación de hidrocarburos.

Solicitante: FLUOR CORPORATION,
entidad norteamericana, residente en
2500 South Atlantic Boulevard, Los Angeles,
California, EE. UU. de A.

La invención se relaciona con un procedimiento para separar metano de una alimentación de hidrocarburos que contiene etileno, metano e hidrocarburos de punto de ebullición más elevado, con una pérdida mínima de etileno. El metano se separa

BAD ORIGINAL

385316



-2-

- de la alimentación por la cabeza de una zona de separación a una primera presión inferior; una primera parte de este vapor de cabeza, se expande por medio de un motor de expansión que produce una salida de energía; una segunda parte del vapor de cabeza se comprime a una segunda presión mayor que la primera presión en un compresor movido por la fuerza generada por el motor. La parte de vapor comprimido se enfría después para condensar la mayor parte del metano, y el
- 5.
- 10.
- metano condensado se recicla a la zona de separación como reflujo y se recupera etileno como producto de cola de la zona de separación. El vapor de metano se recupera como gas combustible.

- El presente invento se relaciona con el
- 15.
- 20.
- 25.
- 30.
- procesado de gases craqueados derivados de cargas de alimentación de hidrocarburos y, de una forma específica, se refiere a las operaciones de procesado que tienen como objeto final la recuperación económica de cantidades máximas de etileno de dichas cargas. El presente invento proporciona un procedimiento adaptado a la recuperación de etileno a partir de gases de alimentación que contienen etileno y que suelen contener también hidrógeno, cantidades apreciables de metano y varios residuos más pesados como pueden ser etano, propano y propileno. De particular significación en este descubrimiento es la separación efectiva de metano del etileno a presiones relativamente bajas y a temperaturas moderadas de refrigeración, con lo que se evita el empleo de un equipo de alta presión y/o las exigencias de una costosa planta de refrigeración



- del metano. La recuperación de etileno de los gases que contienen etileno se practica ampliamente en la industria. La mayoría de las industrias tienen como instalación central una columna desmetanizadora desde la cual se pasa metano como producto de cabeza y se extrae etileno como producto de cola. Las condiciones normales de operación comprenden una presión de 31,63 kg/cm² absolutos en la columna y temperaturas en el acumulador de aproximadamente -95,5°C. Esta combinación mantiene baja la pérdida de etileno (< 1%) pero supone un inconveniente en el sentido de que la presión elevada en el desmetanizador dá por resultado una energía mayor que la energía total necesaria para el funcionamiento de los compresores de refrigeración y gas crudo. La mayor presión del desmetanizador es aún contraproduktiva puesto que la separación del metano-etileno es relativamente más difícil a presiones muy elevadas.
- El presente invento enfoca el problema de la recuperación de etileno desde un punto de vista diferente, que se caracteriza porque la separación del metano-etileno se consigue a presiones relativamente bajas, pero aún así con la aplicación de temperaturas refrigerantes externas que no son más bajas que las que se pueden obtener con el empleo de etileno. De este modo las instalaciones de alta presión necesarias en la planta de elaboración se reducen con mucho, reduciéndose asimismo similarmente los costes de explotación. Como característica particular, se emplea energía motriz procedente de un expansor, que puede ser ar
- 5.
- 10.
- 15.
- 20.
- 25.
- 30.

385316



-4-

5. turboexpansor, movido por la expansión de una parte de los vapores de cabeza del desmetanizador, para comprimir una segunda parte de estos vapores de cabeza, que se enfrían por refrigeración externa con etileno y se condensan parcialmente, proporcionando de este modo un reflujo para el desmetanizador sin que sea necesaria refrigeración externa por metano.

10. La única figura del dibujo adjunto es un diagrama de flujos que ilustra una forma de realización del presente invento.

15. Resultará evidente por lo expuesto, y en el transcurso de la descripción, que el presente invento proporciona la separación de metano durante la recuperación de etileno a temperaturas no inferiores a las que se pueden alcanzar con refrigerantes de etileno a presiones ordinarias, v.g. $-96,6^{\circ}\text{C}$. y con un mínimo de equipo de alta presión. Además, este procedimiento equilibra eficazmente las fuerzas generadas y el consumo de energía, así como las exigencias de 20. calentamiento y refrigeración, para conseguir una gran eficacia de trabajo.

25. De este modo, y tomando como referencia el dibujo esquemático adjunto, la carga de alimentación penetra a lo largo de la línea 1 a una temperatura comprendida generalmente entre $-40,0^{\circ}\text{C}$. y $+15,5^{\circ}\text{C}$., y a presiones normalmente comprendidas entre 16,52 kg./cm² y 38,66 kg/cm² absolutos, por ejemplo 29,52 kg/cm² absolutos. Las corrientes frías del proceso de elaboración disponibles de operaciones ulteriores, que se describirán más adelante, se emplean con ventaja para refri- 30.

385316



-5-

- gerar la carga de alimentación, antes de la fraccionación de la carga, a temperaturas a las que el hidrógeno y el metano se pueden vaporizar instantáneamente separándose de la carga de alimentación, v.g. $-84,4^{\circ}\text{C}$.
5. a $-95,5^{\circ}\text{C}$. La carga de alimentación procedente de la línea 1 se divide para enviar la primera parte a un cambiador de calor 2 a lo largo de la línea 3. Al pasar a lo largo de la línea 3, esta primera parte de la carga de alimentación experimentan un intercambio
10. térmico en el cambiador de calor 4 con la corriente producto de recuperación en la línea 53 antes de que pase la corriente de producto a aparatos subsiguientes de elaboración, v.g. un desetanizador (no ilustrado). La primera parte de la carga de alimentación se puede
15. enfriar también empleando medios auxiliares de refrigeración, por ejemplo refrigeración por propileno en el cambiador de calor 5, refrigeración por etileno en el cambiador de calor 6, según sea necesario para alcanzar la temperatura conveniente en la carga de alimentación.
- 20.

- La segunda parte de la carga de alimentación regulada por la válvula 7 deja a un lado los cambiadores de calor 4, 5 y 6 y pasa a lo largo de la línea 8 al cambiador de calor 9, donde esta
25. parte de alimentación se refrigera por intercambio térmico con chorros gaseosos efluentes, ricos en hidrógeno y en metano, en las líneas 10 y 11 respectivamente. La segunda parte de alimentación refrigerada por gas efluente se devuelve a lo largo de la línea
30. línea 12 hasta la línea 3 para volverse a combinar con



la primera parte de la carga refrigerada en el punto 13.

- Esta carga de alimentación preliminarmente refrigerada pasa a un separador gas-líquido 14 que tiene una válvula de regulación de nivel 14a de forma que la carga de alimentación penetra en el separador 14 a una temperatura de aproximadamente $-84,4^{\circ}\text{C}$. En el separador 14, las fases gaseosa y líquida se separan por vaporización instantánea a una presión de aproximadamente $28,47 \text{ kg/cm}^2$ absolutos. El líquido separado de esta fase de vaporización instantánea se extrae como cola del separador 14 a lo largo de la línea 15 y forma la carga principal a la zona desmetanizadora, una vez recalentado a una temperatura óptima en el cambiador de calor 2, según se describirá más adelante. El vapor de vaporización instantánea procedente del separador 14 se extrae como producto de cabeza por la línea 16 y se refrigera drásticamente en el cambiador de calor 17, v.g. a una temperatura de $-134,4^{\circ}\text{C}$. y una presión de $28,12 \text{ kg/cm}^2$ absolutos con intercambio térmico en el mismo con gas metano muy frío y líquido, v.g. $-138,8^{\circ}\text{C}$. en la línea 11 procedente de la dilatación gaseosa, que se describirá más adelante, pasando a lo largo de la línea 18 para vaporizarse instantáneamente en el separador gas-líquido 19 que tiene una válvula de regulación de presión 19a. Los vapores de vaporización instantánea procedentes del separador 19 constituyen un chorro gaseoso frío y rico en hidrógeno que se puede pasar a lo largo de la línea 10 como chorro refrigerante para experimentar en

385316



-7-

intercambio térmico con la carga de alimentación en el intercambiador de calor 9 antes de salir de la instalación, v.g. a $-46,6^{\circ}\text{C}$.

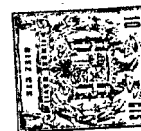
5. El líquido de separación procedente de la segunda vaporización instantánea en el separador 19 se pasa desde el separador a lo largo de la línea 20, que tiene una válvula de regulación de nivel 20a, se recalienta contra los primeros vapores de vaporización instantánea en el cambiador de calor 17 y posteriormente se combina en 21 con el grueso del chorro de cabeza de la columna desmetanizadora en la línea 28.

15. Considerando de nuevo el primer separador de vaporización instantánea 14, el líquido resultante de dicha vaporización, extraído por la línea 15 y regulado por la válvula de regulación de nivel 14a, se pasa a través del cambiador de calor 2 para templarlo, v.g. a $-59,4^{\circ}\text{C}$., y después se pasa a la columna de fraccionación 22 en el punto de alimentación 23 de la columna. La columna 22 funciona como primera etapa desmetanizadora. La presión en la sección de cola 24 de la columna 22 es relativamente baja para una operación de desmetanización, v.g. entre 14,06 y 24,60 kg/cm^2 absolutos, normalmente de unos 18,63 kg/cm^2 absolutos.
20. La temperatura de cola se mantiene en un circuito de calderín 25 por condensación de vapores de refrigeración de propileno procedente de la línea 26 a un nivel suficiente para hacer hervir la mezcla de cola de C_2-C_3 e hidrocarburos más pesados, v.g. $-20,5^{\circ}\text{C}$.
25. La sección superior 27 de la columna 22,
- 30.



- por encima del punto de alimentación 23, funciona a una presión ligeramente menor y a una temperatura menor que la sección de cola de la columna 24, v.g. a 16,27 kg/cm² absolutos y -78,8°C. Las temperaturas en la
5. sección superior 27 pueden estar comprendidas entre -56,6°C. y -90,0°C y las presiones pueden ser del orden de 13,71 a 23,90 kg/cm² absolutos. El grueso de los vapores de cabeza del desmetanizador, procedente de la sección superior de la columna 27, que comprende
10. predominantemente metano y alguna cantidad mínima de etileno, v.g. 4 al 7%, se pasa a lo largo de la línea 28 para someterlo a rectificación en la columna rectificadora 29. El grueso de los vapores de cabeza del desmetanizador se refrigera en el cambiador de calor 30
15. con etileno a -97,7°C. antes de introducirlo en la columna rectificadora 29. Según se ha descrito anteriormente, el líquido procedente de la vaporización instantánea en el separador 19 se añade al grueso de vapores de cabeza del desmetanizador en el punto 21 de
20. la línea 28, siguiente al cambiador de calor 30. El grueso de los vapores de cabeza del desmetanizador se pasa a la cola de la columna rectificadora 29 que se mantiene apropiadamente a una presión de 17,92 kg/cm² absolutos y a una temperatura de -95,5°C. ambas por debajo de sus correspondientes valores en la sección superior 27 de la columna 22. Las colas líquidas procedentes de la columna rectificadora 29 se pasan por medio de la bomba 31 a lo largo de la línea 32, a través de la válvula 32a, hasta la sección superior 27
25. de la columna desmetanizadora 22, como reflujo.
- 30.

385316



-9-

- Los vapores de cabeza procedentes de la columna rectificadora 29, que comprenden metano y de un 2 a un 4% de hidrógeno y un mínimo de etileno, v.g. de un 0 a un 2%, preferiblemente 1% en peso, y normalmente a una temperatura de $-109,4^{\circ}\text{C}$., se pasan
5. a lo largo de la línea 33 hasta un turboexpansor 34, a través del cambiador de calor 46, para que se templen. El turboexpansor comprende una sección de expansión 35, normalmente un expansor centrífugo que funciona
10. como motor de expansión y una sección compresora 36, también centrífuga, que funciona como compresor, movido por la sección expansora a la que está directamente acoplado, por ejemplo, por un motor. El término "motor de expansión" empleando en la presente memoria
15. se utiliza para describir dispositivos que produzcan energía mecánica por medio de expansión gaseosa o de vapor. A pesar de que los motores de turbina son los preferidos, se pueden emplear motores de movimiento alternativo.
20. La línea 33 de la cabeza del rectificador, se comunica a lo largo de la línea 37 con la salida 38 de la sección expansora 35 y a lo largo de la línea 39 con la boca de succión 40 de la sección compresora 36, por lo que los vapores de cabeza de la columna rectificadora en la línea 33 se dividen en dos
25. partes, en 41, para pasar a las secciones expansora o compresora 35, 36, a lo largo de las líneas 37 o 39, respectivamente. Además, mediante la válvula de regulación 42 una parte de los vapores de cabeza de la columna rectificadora puede dejar a un lado el expansor
- 30.



y pasar directamente a la línea 11, v.g. en el cambiador de calor 17, según se ilustra.

- La compresión de post-fraccionación de una parte de los vapores de cabeza de la columna rectificadora proporciona una capacidad en el proceso de elaboración del invento para la recuperación máxima de etileno sin que funcione la columna de fraccionación 22 a niveles críticos de temperatura o a una presión indebidamente elevada. Así, en la sección compresora 35, los vapores de cabeza de la columna rectificadora se comprimen a una presión en la que mayor parte v.g. 50% en volumen o más, v.g. 50 al 75% hasta el 95% del componente de metano de dichos vapores, es condensable contra un chorro fácilmente disponible, como puede ser etileno frío, v.g. etileno a $-97,7^{\circ}\text{C}$. La condensación total no es económicamente factible debido a la necesaria inclusión de pequeñas concentraciones de hidrógeno en los vapores de cabeza de metano procedentes de la columna rectificadora 29, que a su vez, produce la disolución de pequeñas cantidades de hidrógeno en los líquidos separados en los separadores 14 y 19. Las presiones apropiadas en los vapores de cabeza comprimidos por funcionamiento del compresor oscilan entre 31,63 y 42,18 kg/cm² absolutos, siendo normal las presiones comprendidas entre 33,39 y 38,66 kg/cm² absolutos. Los vapores comprimidos emergen generalmente de la sección compresora 35 a una temperatura ligeramente aumentada, v.g. de $-62,2^{\circ}\text{C}$ a $-17,7^{\circ}\text{C}$. El vapor comprimido pasa de la sección compresora 35, a lo largo de la línea 43 hasta el cambiador
- 5.
- 10.
- 15.
- 20.
- 25.
- 30.

385316



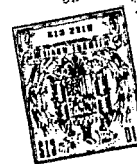
-11-

de calor 30, donde los vapores comprimidos se enfrían y se condensan parcialmente por refrigeración con etileno a $-97,7^{\circ}\text{C}$., para pasar a lo largo de la línea 44 hasta el separador gas-líquido 45, a través del cambiador de calor 46 experimentando intercambio térmico con los vapores de cabeza de la columna rectificadora en la línea 33 que comprenden vapores fríos ricos en metano. Los vapores de cabeza de metano procedentes del separador 45 pasan a lo largo de la línea 47, a través de la válvula de regulación de presión 47a, hasta la línea 33 en el punto 48, para combinarse con el grueso del chorro de cabeza y pasar al turboexpansor 34.

El líquido procedente del separador 45, que comprende metano prácticamente líquido pasa a lo largo de la línea 49, regulado por la válvula de regulación de nivel 49a hasta la columna rectificadora 29, como reflujo en el punto de alimentación 50, para ser recuperado finalmente como vapor de cabeza desde la columna rectificadora 29, en la línea 33, o como metano líquido en la línea 51, para combinarse en 52 con metano expansionado procedente de la sección expansora 35, saliendo de la instalación por la línea 11.

Las colas de la columna 22, que comprenden etileno junto con cualquier residuo más pesado presente en la carga de alimentación, se recuperan como colas desde la línea 53 que está provista de una bomba 54 y una válvula de regulación 54a. De una carga de alimentación que contenga aproximadamente de un 40% en peso de etileno, se puede obtener normalmente en la línea 53 un chorro de recuperación que contenga, en peso,

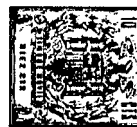
**POOR
QUALITY**



aproximadamente un 60% de etileno, 10% de etano y 30% de propano, propileno e hidrocarburos más pesados.

- Se consigue una economía en el proceso de elaboración al utilizar la sección expansora 36 para mover la sección compresora 35, utilizando una parte de los vapores de cabeza de la columna rectificadora 29 como fuente de energía de gas expansionable. El turboexpansor sirve como ilustración de los dispositivos motores que producen energía por expansión gaseosa para realizar un trabajo y que pueden enfriar simultáneamente el gas en expansión. La parte de los vapores de cabeza de la columna rectificadora 29, que pasan a la sección expansora 36, comprenden normalmente una cantidad no inferior al 5% en volumen de los vapores de cabeza de la columna rectificadora, y la parte que pasa al compresor es por consiguiente inferior al 50%. La parte gaseosa de cabeza refrigerada y expansionada, v.g. a $-138,8^{\circ}\text{C}$, se pasa desde la sección expansora 36, a lo largo de la línea 11, a los cambiadores de calor 17 y 9, en secuencia, donde se utilizan sus valores de refrigeración para enfriar la carga de alimentación, según se ha descrito anteriormente, y para recuperarse después como gas combustible, v.g. a una temperatura de $+11,1^{\circ}\text{C}$.
- EJEMPLO -
- Por citar condiciones típicas de operación y tomando como referencia la tabla expuesta a continuación para obtener los datos de la composición de la carga, la carga de alimentación de la línea 1, a una temperatura de $+15,5^{\circ}\text{C}$ y una presión de 35,15

385316

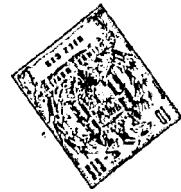


-13-

- kg/cm² absolutos, se refrigeró a $-84,4^{\circ}\text{C}$, a una presión de 34,09 kg/cm² absolutos, para introducirse en un primer separador líquido - gas 14, con refrigerantes compuestos por chorros del proceso de elaboración y etileno y/o propileno. El vapor de vaporización instantánea procedente de la vaporización a $-84,4^{\circ}\text{C}$, se refrigeró adicionalmente en el cambiador de calor a 17 a $-134,4^{\circ}\text{C}$, a una presión de 33,74 kg/cm² absolutos para obtener un gas como subproducto rico en nitrógeno en el separador 19 que se extrajo a lo largo de la línea 10. El líquido procedente de la vaporización instantánea a $-84,4^{\circ}\text{C}$ se sometió a intercambio térmico contra la carga de alimentación en el cambiador de calor 2 y se alimentó a la columna desmetanizadora 22 a $-59,4^{\circ}\text{C}$. La presión de fondo o cola de la columna desmetanizadora se mantuvo a 18,27 kg/cm² absolutos y la temperatura del material en la misma a $-20,5^{\circ}\text{C}$. Los vapores de cabeza procedentes de la columna desmetanizadora 22, a $-78,8^{\circ}\text{C}$, y a una presión de 17,92 kg/cm² absolutos, se rectificaron en la columna rectificadora 29. Los vapores de cabeza de la columna rectificadora, a $-109,4^{\circ}\text{C}$ y a 17,57 kg/cm² absolutos se calentaron primero en el cambiador de calor 46 a $-97,7^{\circ}\text{C}$, y después se dividieron, haciéndose pasar menos del 50% a la boca de admisión del compresor 36, para comprimirse a 35,15 kg/cm² absolutos y a una temperatura de $-51,1^{\circ}\text{C}$. La energía para la compresión se obtiene por la expansión del expansor 36 del resto de los vapores de cabeza procedentes de la columna rectificadora (cantidad superior al 50%), efectuándose la separación
- 5.
 - 10.
 - 15.
 - 20.
 - 25.
 - 30.

**POOR
QUALITY**

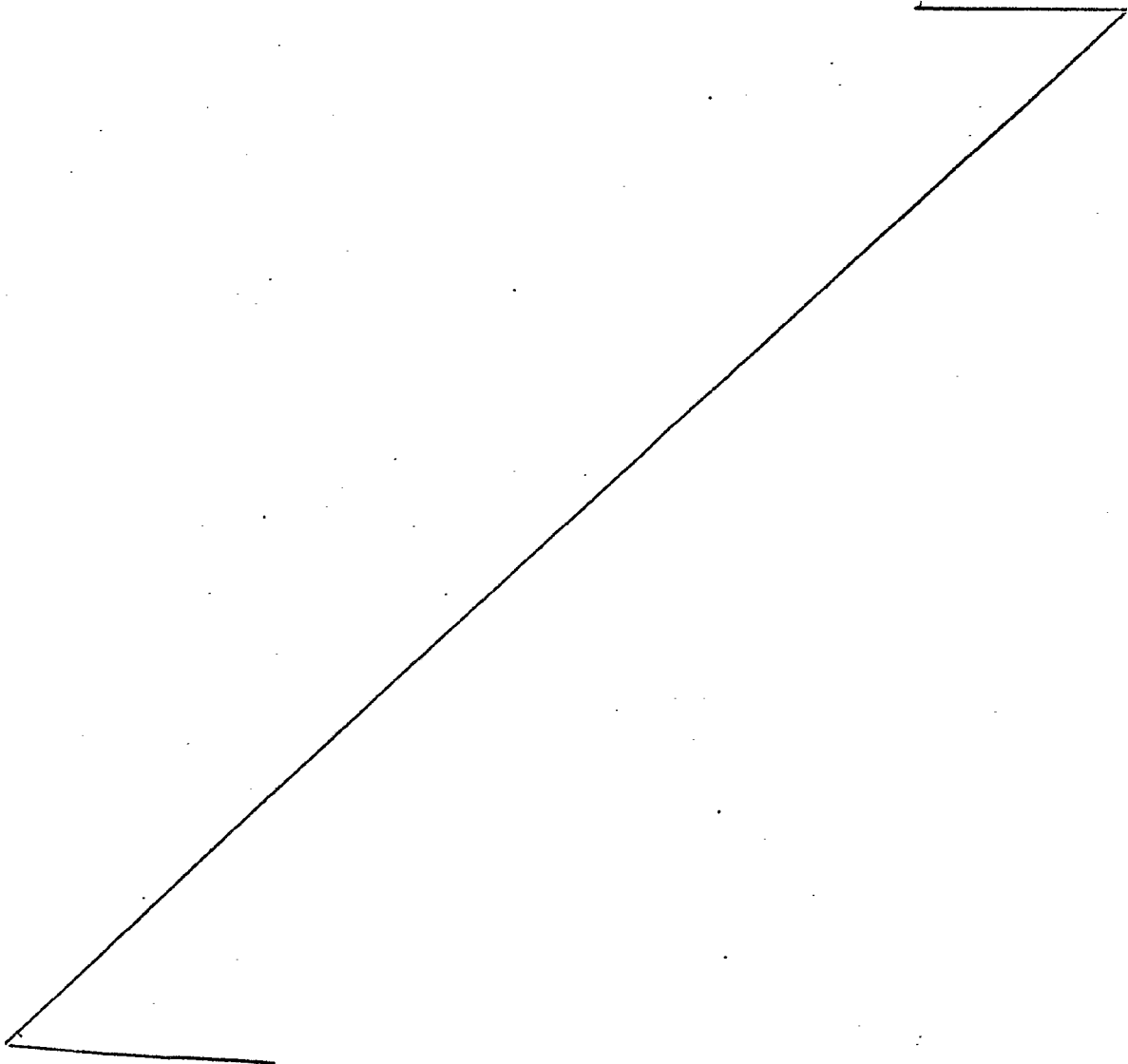
385316



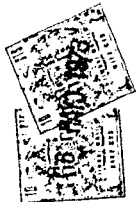
-14-

5. sión a partir de una presión de 17,57 kg/cm² absolutos y una temperatura de -57,7°C. hasta una presión de 4,92 kg/cm² absolutos y una temperatura de -138,8°C. La energía de la expansión se equilibró con la energía de compresión en estas condiciones. El metano líquido procedente del separador 45 se devolvió a la columna rectificadora 29 como reflujo.

10. En la tabla que sigue se expone un balance normal de material para el proceso de elaboración.



385316



385316

-15-

T A B L A
(moles/hora)

<u>Componente</u>	<u>Carga de alimentación</u>	<u>Vaporización instantánea a -84.4°C</u>	<u>Vaporización instantánea a -114.4°C</u>	<u>Gas efuyente de metano</u>	<u>Colas del desmetanizador</u>
Hidrógeno	1425.00	1336.80	9.98	98.18	---
CO	9.60	6.41	0.89	4.08	---
Metano	2623.38	1871.05	423.42	2294.18	0.29
C ₂ 's	3982.18	3842.63	136.47	27.68	3951.42
C ₃ 's	668.41	666.15	2.26	---	668.41
C ₄ 'st	238.42	238.41	.01	---	238.42
<u>TOTAL</u>	<u>8946.99</u>	<u>6709.63</u>	<u>573.03</u>	<u>2424.12</u>	<u>4858.54</u>

T A B L A

(moles/hora)

<u>Componente</u>	<u>Carga de alimentaci3n</u>	<u>Vaporizaci3n instant3nea a -84,4°C</u>		<u>Vaporizaci3n instant3nea a -13°C</u>
		<u>L3quido</u>	<u>Vapor</u>	
Hidr3geno	1425.00	88.20	1336.80
CO	9.60	3.19	6.41	9.98
Metano	2623.38	1871.05	752.33	0.89
C ₂ 's	3982.18	3842.63	139.55	423.42
C ₃ 's	668.41	666.15	2.26	136.47
C ₄ 's+	238.42	238.41	0.01	2.26
				.01
<u>TOTAL</u>	<u>8946.99</u>	<u>6709.63</u>	<u>2237.36</u>	<u>573.03</u>

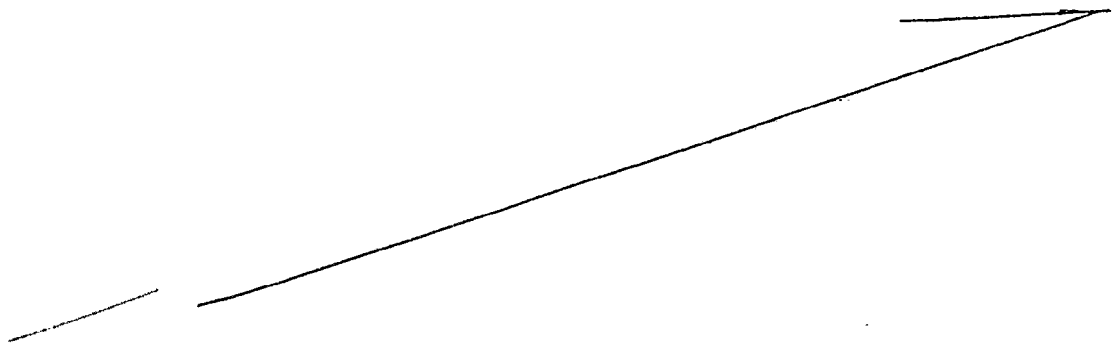
385316



LA

ra)

	Vaporización instantánea a <u>-134.4°C.</u>		Gas efluente de metano	Colas del desmetanizador
	Líquido	Vapor		
<u>Vapor</u>				
1336.80	9.98	1326.82	98.18	---
6.41	0.89	5.52	4.08	---
752.33	423.42	328.91	2294.18	0.29
139.55	136.47	3.08	27.68	3951.42
2.26	2.26	----	-----	668.41
0.01	.01	----	-----	238.42
<u>2237.36</u>	<u>573.03</u>	<u>1664.33</u>	<u>2424.12</u>	<u>4858.54</u>





- Como resumen, y en su forma preferente de realización, el procedimiento del invento para la separación de metano de una carga de hidrocarburo que contiene etileno, hidrógeno, metano y componentes hidrocarburos de temperaturas más elevadas de ebullición,
5. con muy poca pérdida de etileno, comprende separar hidrógeno de la carga de alimentación, fraccionar la carga pobre en hidrógeno en una columna que tiene una temperatura de cola inferior a unos $-12,2^{\circ}\text{C}$ y una presión en dicha cola comprendida entre 17,57 y 19,33
10. kg/cm^2 absolutos, para obtener un vapor de cabeza rico en metano que comprende metano y hasta un 4% en volumen de hidrógeno y una cantidad no superior al 2% en volumen de etileno, a una temperatura inferior a unos
15. $95,5^{\circ}\text{C}$, y un chorro de cola, esencialmente exento de metano, dividiendo dichos vapores de cabeza en una primera parte igual a una cantidad no inferior al 50% en volumen de los vapores de cabeza de la columna, y una segunda parte que, contrariamente, equivale a menos
20. del 50% de los vapores de cabeza, expansionando la primera parte por medio de una turbina para reducir la presión de la primera parte a menos de aproximadamente $10,54 \text{ kg}/\text{cm}^2$ y para reducir la temperatura de la primera parte a menos de aproximadamente $-128,9^{\circ}\text{C}$, produciendo una salida de energía por expansión gaseosa, sometiendo a intercambio térmico la primera parte expandida con la carga de la alimentación para refrigerar
25. dicha carga a temperaturas de aproximadamente $-84,4^{\circ}\text{C}$ y una parte de la parte a $-128,9^{\circ}\text{C}$ o inferior apropiada para la separación de hidrógeno de la misma, y recupera-
- 30.

385316



-17-

- rando la primera parte expandida y sometida a intercambio térmico como gas combustible; la segunda parte de los vapores de cabeza se comprimen a una presión superior a unos 31,63 kg/cm² en un compresor movido por la fuerza generada por la turbina, la segunda parte gaseosa comprimida se refrigera a una temperatura inferior a unos -92,7°C, en la que por lo menos del 50 al 95% en peso del metano contenido en la misma se condensa, el metano condensado se separa de la segunda parte gaseosa comprimida y se vuelve dicho metano condensado a la columna como reflujo; y se recupera el etileno e hidrocarburos de temperatura de ebullición más elevada como productos de cola de dicha columna.
- 5.
- 10.

N O T A

15. Descrita suficientemente la naturaleza del invento, así como la manera de realizarlo en la práctica, debe hacerse constar que las disposiciones anteriormente indicadas son susceptibles de modificaciones de detalle en cuanto no alteren su principio fundamental. También se hace constar que el invento corresponde a una Solicitud de Patente presentada en Norteamérica Ser. Nº 874.842 de 7 de noviembre de 1.969 acogiéndose, por lo tanto, a los beneficios que conceden los Convenios Internacionales en vigor, siendo lo que constituye la esencia del referido invento y por lo que se solicita Patente de invención por 20 años en España: PROCEDIMIENTO PARA SEPARAR METANO DE UNA CARGA DE ALIMENTACION DE HIDROCARBUROS; caracterizándose por lo siguiente:
- 20.
- 25.

30. 1ª - Procedimiento para separar metano



- de una carga de alimentación de hidrocarburos, que contiene etileno, metano y componentes hidrocarburos de punto de ebullición más elevado, con una pequeña pérdida de etileno, caracterizado porque comprende
5. efectuar en una zona de separación de metano, a una primera presión comprendida entre 14,06 y 24,60 kg/cm² absolutos, una separación de vapores de cabeza ricos en metano; expansionar una primera parte de los vapores de cabeza por medio de un motor de expansión que
10. produce fuerza generada por expansión gaseosa; comprimir una segunda parte de los vapores de cabeza a una segunda presión, mayor que dicha primera presión, en un compresor movido por la fuerza generada por dicho motor; refrigerar la parte gaseosa de cabeza comprimida suficientemente para condensar la mayor parte del
15. metano contenido en la misma; devolver el metano condensado a la zona de separación de metano como reflujo; y recuperar etileno y componentes más pesados de la carga de alimentación como productos de cola de la zona
20. de separación de metano.

- 2^a - Procedimiento según la reivindicación 1, caracterizado porque la citada expansión de la primera parte gaseosa de los vapores de cabeza se lleva a cabo para producir una energía de salida igual a la
25. energía necesaria para efectuar la citada compresión de la segunda parte de vapores de cabeza.

- 3^a - Procedimiento según las reivindicaciones 1 ó 2, caracterizado porque la primera parte gaseosa comprende una cantidad no inferior al 50% en volumen de los vapores de cabeza de la separación de metano.
- 30.
-

385316



-19-

- 4ª - Procedimiento según las reivindicaciones 1, 2 o 3, caracterizado porque dicha segunda parte de los vapores de cabeza se comprime a una presión superior a unos 31,63 kg/cm² absolutos.
5. 5ª - Procedimiento según las reivindicaciones 1, 2, 3 o 4, caracterizado porque dicha primera parte de los vapores de cabeza se expande a una presión inferior a unos 10,54 kg/cm² absolutos.
10. 6ª - Procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones anteriores, caracterizado porque dicha segunda parte gaseosa se refrigera, después de la compresión, por refrigeración externa a una temperatura inferior a unos -92,7°C para efectuar la licuefacción de un 50 a un 95% del metano comprendido en dicha parte.
15. 7ª - Procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones anteriores, caracterizado porque comprende también la operación de devolver el metano líquido obtenido de dicha segunda parte gaseosa a la zona de separación de metano, como reflujo.
20. 8ª - Procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones anteriores, caracterizado porque comprende comprimir dicha segunda parte gaseosa suficientemente para utilizar la fuerza generada por la expansión.
25. 9ª - Procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones anteriores, caracterizado porque comprende también expandir de una forma centrífuga dicha primera parte gaseosa mediante una turbina.
30. 10ª - Procedimiento según cualquiera de

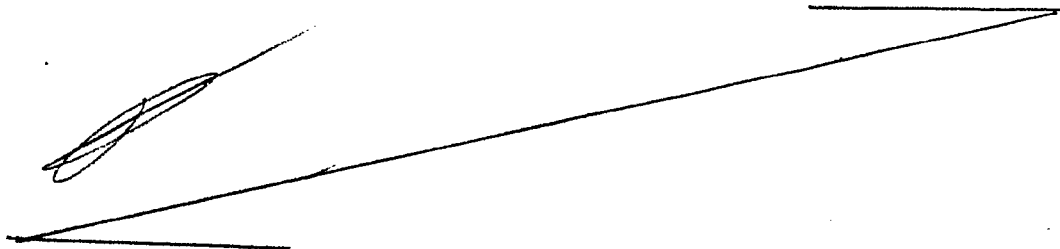


- las reivindicaciones anteriores, caracterizado porque dicha carga contiene hidrógeno y porque comprende también vaporizar instantáneamente hidrógeno y metano de dicha carga de alimentación antes de llegar a la citada zona de separación de metano y someter a intercambio térmico el vapor de vaporización instantánea y el líquido remanente de la vaporización instantánea con carga de alimentación entrante para refrigerar dicha carga antes de vaporizar instantáneamente hidrógeno y metano de la misma.
- 5.
- 10.

- 11ª - Procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones anteriores, caracterizado porque comprende también someter a intercambio térmico dicha parte de vapores de cabeza expansionados con la citada carga de alimentación para refrigerar dicha carga antes de efectuar la citada vaporización instantánea.
- 15.

- 12ª - Procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones anteriores, caracterizado porque comprende también someter a intercambio térmico los productos de cola procedente de la zona de separación de metano con dicha carga de alimentación con el fin de refrigerar dicha carga antes de efectuar la citada vaporización instantánea.
- 20.

- 13ª - Procedimiento para separar metano de una carga de alimentación de hidrocarburos, tal y como queda sustancialmente descrito en la presente Memoria e ilustrado en los dibujos adjuntos.
- 25.



385316



-21-

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

Madrid, 26 MAYO 1973

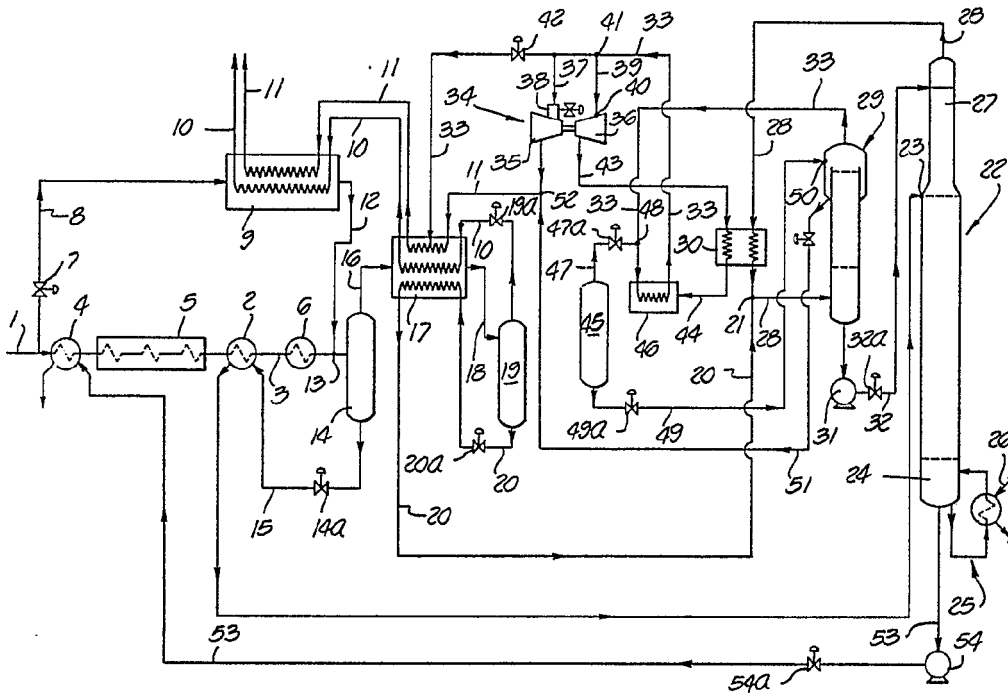
FLUOR CORPORATION,

J. GOMEZ ACEBO Y RODEX

Pr. de Firmador L. García Fernández



ESCALA
VARIABLE



26 MAYO 1973
Madrid

J. GOMEZ ROSSO Y INUDET
P. P. Firmados L. Gaita Forastador