

MINISTERIO DE INDUSTRIA
REGISTRO DE LA PROPIEDAD INDUSTRIAL



⑩ ES	⑪	NUMERO	A 1
	⑫	454029	
	⑬	FECHA DE PRESENTACION	
		7 DIC. 1976	

PATENTE DE INVENCION

⑭ PRIORIDADES: (1) NUMEROS	⑮ FECHA	⑯ PAIS
50192/75	8 de diciembre de 1.975	Inglaterra

⑰ FECHA DE PUBLICIDAD	⑱ CLASIFICACION INTERNACIONAL	⑲ PATENTE DE LA QUE ES DIVISIONARIA
	C10J	

⑳ TITULO DE LA INVENCION

Procedimiento para la producción de un sustituto del gas natural.

㉑ SOLICITANTE (S)

BRITISH GAS CORPORATION.

DOMICILIO DEL SOLICITANTE

59 Bryanston Street, Londres W1A 2AZ, Inglaterra.

㉒ INVENTOR (ES)

Henry Lawrence Conway, John Alan Hargis, Henry John Francis Stroud.

㉓ TITULAR (ES)

㉔ REPRESENTANTE

GOMEZ-ACEBO

**POOR
QUALITY**

Esta invención se relaciona con la producción de un gas natural sustituto (SNG), a partir de aceites hidrocarbonados derivados de crudos, pizarra bituminosa, carbón u otros combustibles fósiles. El procedimiento de la invención comprende la hidrogenación de una proporción sustancial del aceite, utilizando convenientemente cualquiera de los procesos no catalíticos de hidrogenación en lecho fluidificado (FBH) o de hidrogenación de recicló de gas (GRH). Ambos procesos FBH y GRH son bien conocidos per se y se describen, por ejemplo, en las Patentes británicas Nos. 1.219.916, 1.199.091, 1.543.211, 1.133.483, 1.122.426, 1.085.613, 1.074.932, 1.031.717, 1.036.890, 1.031.674, 899.574, 873.832 y 830.960.

El gas natural es un combustible altamente deseable debido a su ausencia de azufre y a las características de combustión limpia. El azufre de ciertos combustibles constituye una fuente principal de contaminación del aire, puesto que produce dióxido de azufre nocivo tras la combustión. A la vista de la conveniencia de consumir gas natural por razones ecológicas y otras, se ha sugerido que en el futuro se producirá una escasez de este combustible ya que, naturalmente, su suministro es limitado. El gas natural de alta calidad tiene una potencia calorífica de aproximadamente 8.900 kilocalorías/m³ normal. En los últimos años, se han llevado a cabo varias propuestas para proporcionar un gas natural sustituto, es decir un combustible gaseoso fabricado, que puede intercambiarse totalmente con el gas natural. Por ejemplo, la Patente USA No. 3.732.085 describe un proceso para convertir crudos a SNG por medio de un hidrocraeking catalítico. Sin embargo, los procedimientos, tanto catalíticos como no catalíticos propuestos, tienen una aplicación limitada debido a sus bajas eficacias térmicas o debido a su gama limitada de alimentaciones adecuadas.

Se puede gasificar, en los procesos de hidrogenación no catalíticos, una gama de alimentaciones más amplia en comparación con los procesos catalíticos de hidrogenación, debido a que en estos últimos los catalizadores son desactivados por materiales de la alimentación tales como metales, asfaltenos y resinas. Por otro lado, el empleo de procesos no catalíticos puede conducir a unas eficacias térmicas relativamente bajas debido a la necesidad de producir grandes cantidades de hidrógeno. Según estos esquemas, es deseable normalmente proporcionar el hidrógeno requerido por oxidación parcial (POX) un procedimiento con una eficacia relativamente baja, para consumir ciertas fracciones pesadas de la alimentación de aceite y aceites producidos de otras unidades de proceso. La finalidad de esto consiste en obtener una completa utilización de la alimentación, permitiendo que las fracciones más ligeras sean gasificadas a metano.

Bajo condiciones comparables, la relación de hidrógeno a alimentación de aceite alimentado a un hidrógenador térmico, determina la cantidad de alimentación gasificada y, para conseguir el grado necesario de gasificación, es necesario suministrar hidrogenadores similares a FBH y GRH, con un exceso de hidrógeno en relación con el requerido para la reacción. El hidrógeno sin reaccionar ha de ser eliminado del gas hidrogenado puesto que es inaceptable, excepto en pequeñas cantidades, en el SNG. Se han propuesto procedimientos en los cuales este hidrógeno se hace reaccionar normalmente en presencia de un catalizador, con óxidos de carbono y etano del gas hidrogenado para dar metano. Estos procesos no son muy atractivos por dos razones. En primer lugar, la reacción de óxido de carbono e hidrógeno (metanación) es muy exotérmica y debe realizarse a bajas temperaturas, de modo que se libera una gran cantidad de calor de baja calidad

que no puede recuperarse fácilmente de un modo útil. En segundo lugar, la reacción de etano e hidrógeno sufre la desventaja adicional de que el etano no es ya disponible para enriquecer el gas final hasta el valor calorífico (CV) especificado para SNG.

5 Esto es particularmente desventajoso en aquellas situaciones en donde el CV especificado es superior al del metano puro, tal como en Gran Bretaña y Japón. Constituye un objeto de la presente invención reducir la cantidad de hidrógeno producido y conservar al menos parte del etano producido en el hidrogenador.

10 Otro objeto de esta invención es proporcionar un procedimiento por el cual se haga un uso más eficaz del hidrógeno producido, que el conseguido hasta el presente.

La presente invención proporciona un procedimiento para la producción de un gas natural sustituto, que comprende las etapas de:

15

- (a) Proporcionar un aceite que tenga un punto de ebullición inicial no inferior a unos 200°C;
- (b) hidrogenar no catalíticamente una parte del aceite y recuperar un gas producto a partir del mismo;
- 20 (c) Separar hidrógeno del gas producido en la etapa (b);
- (d) Reciclar el hidrógeno recuperado en la etapa (c) para su reutilización en la etapa de hidrogenación (b);
- (e) Formar un SNG a partir del gas producto de la etapa (c);
- y (f) Producir gas conteniendo hidrógeno que satisfaga las
- 25 necesidades de la unidad de hidrogenación.

Cuando la alimentación de partida es un crudo, la etapa (a) puede constituir una separación que puede efectuarse convenientemente mediante una unidad de destilación atmosférica, dispuesta para proporcionar una fracción de cabeza relativamente volátil, una fracción media y una fracción de cola. Esta

30

fracción de cabeza se puede convertir mediante el proceso de reformado con vapor de agua de gas rico catalítico (CRG) en un SNG como se describe en la Patente Británica No. 1.271.721.

5 La etapa (b) se efectúa adecuadamente mediante FBH o GRH con la producción, además de un gas producto, de un condensado aromático y quizás de un residuo carbonáceo. Este condensado aromático y residuo carbonáceo, que contienen una proporción significativa del azufre de la alimentación, se puede someter a oxidación parcial (POX) con vapor de agua y oxígeno para generar un gas que contiene hidrógeno para la etapa de hidrogenación (b), o se puede utilizar como combustible para hacer que el proceso global sea térmicamente auto-suficiente, o puede jugar ambos papeles. Para evitar la utilización de dichos materiales sulfurados en los combustibles para plantas, se puede someter la totalidad del mismo a una oxidación parcial y parte del gas conteniendo hidrógeno así producido se puede utilizar como combustible después de la desulfuración.

10

15

según otra forma de realización, el aceite proporcionado en la etapa (a) puede enviarse a un vaporizador a presión en el cual parte o la totalidad del aceite se vaporiza, y puede ser hidrogenado entonces, por ejemplo, en un reactor GRH, enviándose cualquier aceite residual para su utilización como alimentación POX ó como combustible de planta como anteriormente se ha descrito. La vaporización se puede realizar pulverizando gas conteniendo hidrógeno en el vaporizador, siendo adecuado el vapor de cabeza consistente en gas de hidrogenación/vapor como una alimentación combinada para un reactor GRH.

20

25

Las unidades FBH o GRH se pueden operar de acuerdo con las enseñanzas de las Patentes antes citadas. La unidad GRH se puede operar a temperaturas de hasta 950°C aproximadamente o

30

más, utilizando una alimentación vaporizada.

La separación de hidrógeno de la etapa (c) se puede efectuar absorbiendo parte de los componentes del gas utilizando un líquido o sólido adecuado, tras lo cual estos gases son desorbidos en una corriente diferente disminuyendo la presión o elevando la temperatura o efectuando ambas operaciones (desorción a presión/temperatura oscilantes). Igualmente, se pueden emplear otros métodos físicos o químicos, por ejemplo, como se describe en la Patente británica No. 1.171.103 y solicitud británica No. 22.773/73, pero preferiblemente se efectúa por medio de una planta criogénica en la cual se condensan grandemente los componentes distintos al hidrógeno. Las plantas criogénicas son conocidas per se; una planta de este tipo adecuada se describe a continuación, la cual divide al gas producto de hidrogenación en tres corrientes, una corriente rica en metano, una corriente de metano-etano y una corriente rica en hidrógeno, que se recicla a la unidad FBH o GRH. La corriente rica en metano puede ser adecuada como tal o con ciertos ajustes menores para su utilización como SNG. La corriente de metano-etano se puede convertir bien por separado o bien después de la combinación con una fracción de cabeza relativamente volátil, si está presente, de la alimentación original, para dar un gas rico en metano. En el caso de que pueda disponerse del mismo, se deja pasar suficiente etano en el gas final para controlar su CV a la especificación o norma SNG.

La fracción de cola (si está presente) de la alimentación de partida u otros aceites residuales producidos en las unidades de procesado, se puede utilizar para cualquiera o la totalidad de las siguientes tres finalidades: como combustible para producir vapor de agua y energía al objeto de hacer que el

proceso global sea termicamente auto-suficiente; como aditivo a la fracción media alimentada a las unidades FBH o GRH o similares; o como alimentación a la unidad POX.

5 El proceso POX, no catalítico, a elevada temperatura, comprende la reacción de la alimentación de aceite con vapor de agua y oxígeno para proporcionar un gas producto que comprende principalmente monóxido de carbono e hidrógeno. Convencionalmente, este gas ha sido sometido a una reacción de intercambio con gas de agua para aumentar el contenido en hidrógeno. Según
10 una característica preferida de la presente invención, el gas POX se somete a menos reacción de intercambio con gas de agua de lo normal o no se somete en absoluto y el gas resultante se trata entonces mediante técnicas criogénicas, desorción de presión/temperatura oscilantes y otros métodos físicos o químicos,
15 para proporcionar corrientes separadas de hidrógeno, monóxido de carbono y metano, aceptablemente puras. El sistema elegido dependerá de la composición del gas POX y de las purezas deseadas en los productos. Convenientemente, la separación de hidrógeno se puede realizar por el mismo método que el usado para
20 recuperar hidrógeno del gas producto procedente de las unidades FBH o GRH. Esta característica permite la reducción de tamaño o eliminación de la unidad convencional de intercambio que constituye una fuente de ineficacia puesto que la reacción de intercambio es muy exotérmica y solamente puede recuperarse calor de
25 baja calidad después de la etapa de reacción. En muchos casos, la conveniencia de eliminar la relación de intercambio es semejante a la de eliminar la metanación como anteriormente se ha descrito. Esta característica permite también que el proceso POX sea llevado a cabo de un modo más eficaz puesto que no es necesario conseguir las elevadas temperaturas de reacción normales
30

que se necesitan para reducir el contenido en metano del gas producto, ya que cualquier metano producido se puede separar del hidrógeno y enviarse a la corriente SNG producto. La producción de metano es mucho menos endotérmica que la producción de hidrógeno. De este modo, en diversos casos la sustitución parcial de las etapas de intercambio por una unidad de separación de gas ahorra vapor de agua y oxígeno, conduce a una eficacia térmica global mayor y puede reducir los costos de capital y posiblemente pérdidas de presión.

La corriente de monóxido de carbono producida a partir del gas POX tratado, se puede utilizar en el proceso de diversas formas. Dicha corriente constituye un combustible muy bueno para las turbinas de gas o calderas debido a su alta calidad, estando eficazmente libre de azufre, y pudiéndose utilizar su calor de combustión eficazmente para proporcionar bajas pérdidas ya que el agua no es un producto de combustión (CV neto = cv superior). A este último respecto, es superior a los gases combustibles de bajo valor calorífico convencionales, tanto si se trata de gas conteniendo nitrógeno o de gas libre de nitrógeno procedente de generadores POX o de tipo Lurgi. Convencionalmente, el hidrógeno de los gases de generadores de combustible se quema en lugar de recuperarse para utilizarse en los reactores de hidrogenación. Igualmente, si el proceso contiene una etapa de gasificación catalítica (por ejemplo CRG) para tratar la fracción ligera de la alimentación, se puede añadir beneficiosamente a esta etapa una cantidad considerable de monóxido de carbono. Se pueden considerar los beneficios surgidos debido a que el monóxido de carbono reacciona con el vapor de agua en exceso, añadido en cualquier caso para asegurar un rendimiento catalítico adecuado, para dar hidrógeno por las reacciones de intercambio exotérmicas que facilitan la gasificación

de las fracciones ligeras. Esto puede conducir a unos rendimientos catalíticos mejorados, pudiendo permitir el empleo de menores temperaturas de entrada al reactor.

El proceso de esta invención ofrece las siguientes ventajas:

5

10

15

20

25

30

(1) Los medios criogénicos u otros medios de separación de hidrógeno pueden ser aplicados con una elevada eficacia de separación y con un bajo consumo de energía. Mediante el reciclo de hidrógeno, la cantidad de producción de hidrógeno ineficaz por POX y la eliminación de hidrógeno por metanación, se reducen significativamente.

(2) La separación de hidrógeno de gas hidrogenado se puede traducir, en ciertos casos, en gases que pueden ser mezclados directamente para dar SNG sin pérdida adicional de energía debido a las ineficacias del proceso. Igualmente, la conservación de etano, en el caso de que esté presente en el gas hidrogenado, significa que se puede utilizar como una fuente de enriquecimiento y el etano en exceso puede ser reaccionado para proporcionar metano. A veces, es ventajoso disponer que salga una pequeña cantidad de hidrógeno en uno de los gases conteniendo metano de la unidad criogénica, pero la presencia de hidrógeno en el SNG debe ser controlada para evitar problemas de combustión con el gas final.

(3) Utilizando reciclo de hidrógeno, la relación de hidrógeno a aceite en el reactor de hidrogenación, se puede elegir para que pueda trabajarse con una amplia gama de alimentaciones sin que se afecte de modo significativo la eficacia del proceso, y con poco efecto sobre la velocidad de generación de hidrógeno en la unidad POX. Esto constituye una desviación de los antecedentes de la técnica anterior. La unidad POX solamente ha produ-

cido hidrógeno para reponer el reaccionado en el reactor FBO o GRH y la pequeña cantidad de hidrógeno que se pierde del sistema criogénico.

5 (4) El empleo de métodos criogénicos u otros métodos de
recuperación de hidrógeno del gas POX no constituye una caracte-
rística esencial, pero se acopla bastante bien con el proceso
global incrementando la eficacia de producción de hidrógeno,
elevando la presión parcial de hidrógeno en el hidrogenador
facilitando así la gasificación y proporcionando un combustible
10 de alta calidad. Igualmente, el consumo de más aceite residual
en POX para generar una cantidad determinada de hidrógeno, sig-
nifica que los aceites más pesados pueden ser gasificados total-
mente por estos procesos globales.

15 Se hace referencia ahora a los dibujos adjuntos
en los cuales:

La figura 1 es un diagrama de flujos para una
planta SNG que trabaja con una alimentación total de crudo.

20 La figura 2 es un diagrama de flujos para una
planta SNG que trabaja con una alimentación de residuos indesti-
lables de crudos.

La figura 3 es un diagrama de flujos para una
planta SNG que trabaja con una alimentación de crudos con tra-
tamiento de gas POX modificado.

25 La figura 4 es un diagrama d flujos más detallado
de la unidad criogénica indicada en las figuras 2 y 3.

30 Con referencia a la figura 1, una alimentación
de crudo total se suministra desde un tanque de almacenamiento
(no mostrado) por vía de la línea 11 y se divide en la unidad de
separación 10 en tres corrientes. La corriente más ligera pasa
por la línea 12 hacia la unidad de purificación 51. La fracción

media pasa a la unidad de hidrogenación 20 por la línea 13. Después de precalentarse y mezclarse con la totalidad o parte del gas de hidrogenación que entra por la línea 23, el crudo se gasifica por cualquiera de los procesos FBH o GRH para proporcionar un gas bruto que sale por la línea 21 y quizás también un residuo carbonáceo extractado por la línea 22. El gas bruto se trata en la unidad 30 para producir un gas purificado que se envía a la unidad de separación 40 por la línea 33. La unidad de tratamiento recupera también condensado aromático que se envía por la línea 31 para ser utilizado como combustible para la planta o como alimentación POX o para otros usos. Una corriente de gas ácido separado 32 se envía a una unidad de tratamiento (no mostrada) para la recuperación de azufre. El gas producto purificado del hidrogenador, consistente ahora esencialmente en hidrógeno, metano y etano, se separa en las tres corrientes en la unidad criogénica 40 que a continuación se describen detalladamente con referencia a la figura 4 de los dibujos. Las tres corrientes que salen de la unidad criogénica 40 son: una corriente 41 que contiene aproximadamente 90 % de hidrógeno, que se recicla a la unidad de hidrogenación 20; una corriente que comprende principalmente metano se envía por la línea 43 a la línea 54 a través de la cual fluye el producto SNG; y una tercera corriente 42 consistente en una corriente que comprende etano y metano y que se divide en dos partes: una porción se envía por la línea 44 a la línea 54 para elevar el CV del producto al valor requerido, mientras que el resto se envía por la línea 45 a la unidad de gasificación 50. Esta unidad trata también, mediante un proceso de reformado con vapor de agua similar al proceso de gas rico catalítico (CRG), la fracción de cabeza purificada de la unidad 50 que entra por la línea 52; el gas producto

que sale de la línea 53 se mezcla con las corrientes 44 y 43 para proporcionar SNG.

La fracción de cola de la unidad 10 se pasa por la línea 14 a una unidad POX 60 para ser gasificada con vapor de agua y oxígeno. El carbón arrastrado en la corriente gaseosa se elimina en un lavador de carbón (no mostrado), se mezcla con alimentación y crudo y la lechada resultante se recicla al reactor POX. El gas POX se pasa por la línea 61 a la unidad 70 en donde, después de la purificación, una porción se envía por la línea 73 para utilizarse como combustible de la planta y el resto se hace reaccionar catalíticamente con vapor de agua para dar un gas con una relación de hidrógeno a monóxido de carbono mucho mayor. La unidad produce también una corriente 72 de sulfuro de hidrógeno y dióxido de carbono separado del gas POX dentro de la unidad y se envía a una unidad de recuperación de azufre (no mostrada). El gas que contiene hidrógeno se envía por la línea 71 y línea 23 a la unidad de hidrogenación 20 para conseguir el equilibrio de la planta y eliminar subproductos del crudo, siendo necesario a veces enviar parte de la fracción de cola por la línea 15 a la unidad de hidrogasificación 20. Las unidades para producir los diversos elementos requeridos, por ejemplo, vapor de agua, oxígeno, electricidad, energía motriz, etc., no se muestran, así como tampoco las corrientes menores, tal como la del gas de hidrogenación a la unidad de purificación 51. Estos elementos se generan en una central de energía que utiliza como combustible gas POX, residuo carbonáceo de la corriente 22, condensado de la corriente 31 y, si es necesario, fracción de cola de la unidad 10. Igualmente, algunas de las unidades descritas suministran energía (principalmente derivada del calor desperdiciado) que se utiliza en otras unidades, de

modo que el proceso total se encuentra altamente integrado.

El diagrama de flujos de la figura 2 es similar al de la figura 1. En estos diagramas, así como en la figura 3, números similares designan características también similares.

5 No parece oportuno repetir la descripción de estas partes similares. En la figura 2, un aceite residual alimentado por la vía 16 se envía a la unidad 24 que incorpora un reactor de hidrogenación. El residuo no gasificado se pasa por la línea 25 a la
10 unidad POX 60. El gas producido sale por la línea 21 hacia la unidad de tratamiento 30. La unidad 50 en esta figura solamente trata una parte de la corriente de etano-metano procedente de la unidad 40, puesto que la alimentación contiene, en cantidad significativa, fracciones ligeras. Evidentemente, si el reactor de hidrogenación de la unidad 24 opera bajo tales condiciones que
15 se preserve poca cantidad de etano en la corriente 21, entonces se omite la unidad 50. La alimentación de aceite a la unidad 60 se suministra por la línea 25 como un subproducto de la unidad 24 y por la línea 17 como una parte de la alimentación de aceite residual.

20 La figura 3 muestra un diagrama de flujos para el tratamiento de un crudo total y es similar al diagrama mostrado en la figura 1, excepto en la forma en que se trata el gas de la unidad 60. Aquí, el gas POX se pasa a la unidad 70 desde la cual, después de la purificación y quizás después de una pequeña cantidad de intercambio con CO, sale una corriente gaseosa por la
25 línea 71. Este gas tendrá una menor relación de hidrógeno a monóxido de carbono que el gas de la unidad 70 en las figuras 1 y 2 y su contenido en metano no constituye un factor crítico; por lo tanto, la operación de la unidad POX es menos crítica.

30 La corriente 71 pasa a una unidad de separación

criogénica 90 de la cual salen tres corrientes. Una corriente rica en hidrógeno se envía por la línea 91 y línea 23 a la unidad 20; una corriente rica en metano se envía por la línea 92 para mezclarse con el SNG producto; y una corriente rica en monóxido de carbono 93 se envía a la unidad de gasificación 50, excepto aquella porción que se envía por la línea 94 para utilizarse como combustible de la planta. De hecho, las unidades 40 y 90 pueden combinarse con corrientes de salida de composición similar, tales como 91 y 41, unidas entre sí. Igualmente, es posible combinar elementos comunes de las unidades 30 y 70.

A continuación se hace referencia a la figura 4 que muestra el diagrama de proceso de la unidad 40 de la figura 1.

La unidad criogénica consiste básicamente en tres intercambiadores de calor 101, 102 y 103 dispuestos en serie con separadores interpuestos 104, 105 y 106 sobre la corriente gaseosa enfriada que sale de cada uno de los intercambiadores. El gas de alimentación se suministra en la línea 107 y entra en el intercambiador 101 a una presión de $38,5 \text{ kg/cm}^2$ absolutos y se enfría a unos -70°C (esta temperatura oscila entre -70 y -75°C en función de la composición de la alimentación). En la salida del intercambiador 101, las fracciones vapor y líquido se separan en el recipiente 104 y cada una de ellas pasa por las corrientes 108 y 109 respectivamente al intercambiador 102 en donde se enfrían independientemente a unos -90°C . La corriente 108 pasa desde este intercambiador, como un vapor parcialmente condensado, al separador 105 del cual la corriente de vapor 110 y la corriente de líquido 111 se enfrían de nuevo por separado en el intercambiador 103 a unos -155°C , tras lo cual la corriente 110 se pasa al separador 106 en el cual se separan sus

componentes vapor y líquido.

5 El vapor del separador 106, consistente en 90 % de hidrógeno con nitrógeno, monóxido de carbono y metano como contaminantes, sale por la corriente 112; el líquido, consistente principalmente en metano, sale por la corriente 113. El líquido del separador 104 sale por la corriente 109 y se enfría en el intercambiador 102 a -90°C y el líquido del separador 105 que sale por la línea 111 se enfría adicionalmente en el intercambiador 103 a -155°C .

10 El enfriamiento necesario para el procedimiento se obtiene mediante expansión, en la línea 114, de una mezcla del líquido enfriado del separador 105 que sale por la línea 111, entre 10 y 20 % de la corriente 113 que contiene principalmente metano y que sale del separador 106 y aproximadamente 2 % de la corriente 112 que contiene principalmente hidrógeno y que sale del separador 106, a $3,5 \text{ kg/cm}^2$ absolutos, pasándose de nuevo al extremo frío del intercambiador 103. La adición de 2 % de hidrógeno tiene el efecto de aumentar la fuerza de accionamiento de temperatura del extremo frío. La mezcla se vaporiza y proporciona su refrigeración al gas de alimentación que entra en la condensación por la línea 110 y el refrigerante caliente procedente del intercambiador 103 se une entonces por la fracción líquida condensada separada en el separador 104 y se sub-enfría en el intercambiador 102. Esta mezcla se pasa entonces a través de los extremos fríos de los intercambiadores 102 y 101 para efectuar un enfriamiento adicional.

30 Se obtiene una refrigeración adicional calentando la masa de la fracción de metano de la línea 115 del separador 106 a través de los intercambiadores 103, 102 y 101 respectivamente. La corriente de hidrógeno del separador 106 se calienta

3 similarmente en un canal separado que sale de la unidad por la
línea 116 a una elevada presión. Los intercambiadores térmicos
propuestos para la refrigeración son del tipo de aleta-plato
de aluminio cobresoldado. La presión operativa de esta instala-
ción puede tener un valor máximo de 52,5 kg/cm² absolutos, es-
tando construída toda la instalación de la caja fría de aluminio
y acero inoxidable. La corriente 114 que sale de la unidad a
una baja presión comprende principalmente metano y etano. La
corriente 115 que sale a elevada presión comprende principal-
mente metano.

10 Puesto que la fracción metano/etano abandona la
caja fría por la corriente 114 a una presión de 2,8 kg/cm² abso-
lutos aproximadamente, ha de ser recomprimida a una presión de
descarga final de 35 kg/cm² absolutos en un compresor centrífugo
de etapas múltiples con disposición de refrigeración entre las
etapas.

EJEMPLO 1

20 Se trata un crudo ligero de Arabia mediante el
proceso de esta invención como se muestra en la figura 1. En la
siguiente Tabla 1 se ofrecen los datos de alimentación y produc-
tos.

Tabla I

Datos de alimentación

25 Flujo de alimentación: 564.155 kg/hr. (100.000 barriles/día)
(1 barril = 163,65 l.)

Tipo de alimentación: Crudo ligero de Arabia

Densidad	34,1 ^º API
C/H	6,71
S	1,70 % en peso
HCV	10.789 kilocalorías/kg

Datos de productos

Composición final del gas SNG

Caudal (litros normales/día) 13.309

Análisis (% Vol)

5	H ₂	2,4
	N ₂ +A	0,1
	CO ₂	0,6
	CO	0,6
	CH ₄	90,2
10	C ₂ H ₆	6,0
	C ₂ H ₄	0,1
	HCV (kilocal/m ³ norma)	9,157
	Eficacia térmica global	83,2
	(%)	

15 El valor calorífico superior del gas está basado en los siguientes datos:

$$0,45 \text{ kmol} = 10,23 \text{ m}^3 \text{ normales}$$

20 Se emplea un proceso similar para tratar la misma alimentación, pero sin recuperación del hidrógeno en la unidad 40, pero en este caso el gas purificado de la unidad 30 se envía a una unidad catalítica tal como la unidad descrita en la Patente británica No. 1.299.452.

25 Debido a que el etano del gas había reaccionado, el producto SNG tenía un CV menor de 8.900 kilocalorías/m³ normal y la eficacia térmica global del proceso solamente fue de 79,3% debido principalmente al empleo de una unidad POX más grande y a la mayor cantidad de metanación.

EJEMPLO 2

30 Se produce un SNG mediante el proceso mostrado en la Figura 2 a partir de un residuo indestilable de crudo Tía Juana producido por la destilación atmosférica del crudo

total. Parte del crudo se envía por la línea 17 a la unidad POX 60 y el resto a la unidad de hidrogenación 24. La unidad de hidrogenación era un FBH. En la siguiente Tabla II se ofrecen los datos de alimentación y productos obtenidos.

5 Tabla II

Datos de alimentación

Flujo de alimentación: 638.660 kg/hr. (100.000 barriles/día)
(1 barril = 163,65 litros).

Tipo de alimentación: Residuos indestilables de crudos

10

Densidad 15,30° API
C/H 7,60
S 2,30 %
HCV 10.490 kcal/kg.

Datos de producto

15

Composición final del gas SNG % vol.

H₂ 3,1

CH₄ 84,7

C₂H₆ 9,2

C₂H₄ 0,1

20

CO 1,8

CO₂ 1,0

N₂+A 0,1

HCV (kcal/m³ normal) 9.210

Caudal de producto SNG : 13.507 litros normales/día

25

Eficacia global de la refinería : 77,2 %

EJEMPLO 3

Este ejemplo ilustra las ventajas aportadas por la forma de realización de la invención mostrada en la figura 3, ya que no es necesario operar la unidad de oxidación parcial 60 a

las elevadas temperaturas requeridas para proporcionar un gas con un bajo contenido en metano.

5 La siguiente Tabla muestra la composición de los gases de la unidad POX que funciona bajo condiciones convencionales y bajo condiciones que promueven la formación de metano.

Tabla III

	<u>Gas POX convencional</u>	<u>Gas POX rico en metano</u>
	CO	14,1
	H ₂	32,0
10	CH ₄	18,7
	CO ₂	35,2
	Volúmen producido (litros normales/kg alimentación)	2.420
	3.188	

15 Descrita suficientemente la naturaleza del invento, así como la manera de realizarse en la práctica, debe hacerse constar que las disposiciones anteriormente indicadas son susceptibles de modificaciones de detalle en cuanto no alteren su principio fundamental.

REIVINDICACIONES

1.- Procedimiento para la producción de un sustituto del gas natural, caracterizado porque comprende las etapas de:

- 5 (a) proporcionar un aceite que tiene un punto de ebullición inicial no inferior a unos 200°C;
- (b) someter al menos parte del aceite a hidrogenación no catalítica y recuperar un gas producto a partir del mismo;
- 10 (c) separar hidrógeno del gas producto obtenido en la etapa (b);
- (d) reciclar hidrógeno recuperado en la etapa (c) para su reutilización en la etapa (b);
- (e) formar un sustituto del gas natural a partir del gas
- 15 producto de la etapa (b); y
- (f) producir gas conteniendo hidrógeno para satisfacer las necesidades de la etapa de hidrogenación (b).

2.- Procedimiento según la reivindicación 1, caracterizado porque dicho aceite se deriva de un crudo.

20 3.- Procedimiento según la reivindicación 2, caracterizado porque dicho crudo se corta en porciones consistentes en (i) un corte vaporizable que tiene un punto de ebullición final no superior a 200°C aproximadamente; (ii) un corte vaporizable que tiene un punto de ebullición inicial no inferior a 200°C aproximadamente; y (iii) colas no vaporizables.

25

4.- Procedimiento según la reivindicación 3, caracterizado porque dichos cortes se proporcionan por la destilación atmosférica del crudo.

30 5.- Procedimiento según la reivindicación 3, ca-

racterizado porque dichos cortes se proporcionan por la vaporización a presión del crudo.

5 6.- Procedimiento según la reivindicación 4, caracterizado porque el corte (i) se somete a reformado catalítico con vapor de agua para producir el sustituto del gas natural, combinándose este último con el producto de la etapa (e).

10 7.- Procedimiento según la reivindicación 3, caracterizado porque la etapa (f) se efectúa por oxidación parcial de dicha fracción de cola con vapor de agua para producir un gas producto que comprende principalmente hidrógeno y monóxido de carbono, separándose entonces el hidrógeno de dicho gas producto.

15 8.- Procedimiento según la reivindicación 7, caracterizado porque dicha separación se efectúa criogenicamente para condensar los componentes del gas producto distintos al hidrógeno.

20 9.- Procedimiento según la reivindicación 1, caracterizado porque el gas producto de la etapa (b) contiene condensados aromáticos y residuos carbonáceos, sometiéndose dichos condensados y residuos, después de la separación del gas producto, a oxidación parcial con vapor de agua para proporcionar hidrógeno para la etapa (b).

25 10.- Procedimiento según la reivindicación 9, caracterizado porque el gas producto para el proceso de oxidación parcial se somete a una etapa de separación criogénica para condensar los componentes distintos al hidrógeno.

11.- Procedimiento según la reivindicación 1, caracterizado porque dicha etapa de hidrogenación no catalítica (b) se efectúa a una temperatura de hasta 950°C aproximadamente.

12.- Procedimiento según la reivindicación 1, caracterizado porque la etapa (c) se efectúa sometiendo el gas producto de la etapa (b) a una etapa de separación criogénica, con lo cual se condensan los componentes distintos al hidrógeno.

5

13.- Procedimiento para la producción de un sustituto del gas natural, tal y como queda sustancialmente descrito en la presente Memoria e ilustrado en los dibujos adjuntos.

Esta Memoria consta de 21 hojas escritas a máquina por una sola cara.

10

Madrid, - 7 DIC. 1976
BRITISH GAS CORPORATION.
SOMEZ ACEBS Y MUDEI
En p. Firmador L. Gasca Fernández





