

MINISTERIO DE INDUSTRIA Y ENERGIA  
Registro de la Propiedad Industrial



ESPAÑA

Concedido al Registro de acuerdo con los datos que figuren en la presente descripción y según el contenido de la Memoria adjunta.

ES

11

NUMERO

483.690

A1

21

22

FECHA DE PRESENTACION

28.8.1979

PATENTE DE INVENCION

**CADUCADO**

PRINCIPALIDADES:

NUMERO

938.182

PAIS

E.U.A.

FECHA DE PUBLICIDAD

CLASIFICACION INTERNACIONAL

PATENTE DE LA QUE ES DIVISIONARIA

TITULO DE LA INVENCION

"PROCEDIMIENTO PARA DIVIDIR UN EFLUENTE PRODUCTO DE REACCION  
HIDROCARBONOSO EN FASE MIXTA".

Bo1D 3/00

SOLICITANTE (S)

UOP INC.

(Case 1855)

DOMICILIO DEL SOLICITANTE

Ten Uop Plaza, Algonquin + Mt. Prospect Roads, Des Plaines,  
Illinois, E.U.A.

INVENTOR (ES)

Norman Henry Scott

TITULAR (ES)

REPRESENTANTE

DON FERNANDO DE ELZABURU MARQUEZ

(P-72.794)

MCA/

La presente invención se refiere a la división de un efluente de conversión de hidrocarburo en fase mixta. Más específicamente, la invención implica un esquema concreto para dividir un efluente producto hidrocarbónico en fase mixta, que resulta de la conversión de un material de carga de hidrocarburo más pesado que la gasolina. El procedimiento de división de fase mixta de la presente invención es aplicable a un procedimiento de conversión de hidrocarburo que se puede clasificar como consumidor de hidrógeno, y en el que se requiere la recirculación de una fase gaseosa, rica en hidrógeno, a una o más zonas de reacción. Entre tales procedimientos consumidores de hidrógeno se incluyen la hidrorrefinación o el hidrotratamiento de fracciones de queroseno, fracciones de destilado medio, gas oils de vacío ligeros y pesados, materiales de ciclo ligeros y pesados, etc, con el fin primordial de reducir la concentración de diversas influencias contaminadoras contenidas en ellos. Otro procedimiento típico de conversión que consume hidrógeno es conocido en la técnica de refinado de petróleo como "hidrocraqueo". Básicamente, las técnicas de hidrocraqueo se emplean para convertir un material hidrocarbónico relativamente pesado en productos de hidrocarburo que hierve más bajo, tales como gasolina, queroseno y aceite combustible.

Algunos desarrollos relativamente recientes en el área de la tecnología del petróleo han indicado que las reacciones de hidrocraqueo se pueden aplicar con éxito a materiales residuales, o los llamados "aceites negros". Son ejemplo de tal material los productos de cola de torres atmosféricas, productos de cola de torre de vacío (re

residuo de vacío), residuo de crudo, aceites crudos sometidos a destilación primaria, y aceites crudos extraídos de arenas alquitranosas. El presente procedimiento de división proporciona ventajas cuando se integra en un procedimiento para convertir aceites negros. Sin embargo, se observará que la breve descripción anterior de procedimientos de petróleo a los que el presente procedimiento de división es adaptable, utiliza materiales de carga hidrocarbonosos que hierven por encima del intervalo de ebullición de la gasolina, es decir, que tienen un punto de ebullición inicial por encima de 204,4°C.

Un objeto principal de la presente invención es efectuar una disminución de la pérdida de hidrógeno, mientras se efectúa un procedimiento de conversión de hidrocarburo que consume hidrógeno. Un objetivo corolario es proporcionar una técnica para dividir un efluente producto de reacción en fase mixta, resultante de la conversión de un material hidrocarbonoso más pesado que la gasolina.

Otro objeto de la presente invención es proporcionar un procedimiento mejorado para dividir un efluente producto de reacción hidrocarbonoso en fase mixta, el cual efluente producto contiene hidrógeno, hidrocarburos normalmente líquidos, e hidrocarburos normalmente gaseosos.

Por tanto, en una realización amplia, la presente invención se dirige a un procedimiento para dividir un efluente producto de reacción hidrocarbonoso en fase mixta, (1) resultando dicho efluente producto de la conversión de un material de carga de hidrocarburo que hierve por encima de una temperatura de 204,4°C, y (2) conteniendo

do hidrógeno a recircular a la zona de conversión, hidrocarburos normalmente líquidos e hidrocarburos normalmente vapor, el cual procedimiento de separación comprende las etapas en secuencia de: (a) dividir dicho efluente producto, en una primera zona de separación a sustancialmente la misma presión que dicho efluente, para proporcionar (i) una primera fase líquida, y (ii) una primera fase vapor; (b) enfriar dicha primera fase vapor hasta una temperatura comprendida entre 10°C y 65,6°C, y dividir la fase vapor enfriada, en una segunda zona de separación a sustancialmente la misma presión que dicha primera zona de separación, para proporcionar (i) una segunda fase vapor rica en hidrógeno, y (ii) una segunda fase líquida que contiene metano; (c) aumentar la temperatura de dicha segunda fase líquida, y dividir la fase líquida calentada, en una tercera zona de separación a presión sustancialmente reducida, eligiéndose dichas temperatura y presión para proporcionar (i) una tercera fase líquida, y (ii) una tercera fase vapor que contiene al menos 70,0% del metano de dicha segunda fase líquida; y (d) mezclar al menos una porción de dicha tercera fase líquida con dicha primera fase vapor.

En otra realización, dicha porción de la tercera fase líquida se mezcla con dicha primera fase vapor, antes del enfriamiento de la misma.

En otra realización, la segunda fase líquida se calienta hasta una temperatura comprendida entre 121,1°C y 260°C, y dicha tercera zona de separación funciona a una presión de 14,61 atm a 31,63 atm.

Se observará que el presente procedimiento de división de fase mixta se efectúa en tres o cuatro zo-

nas de separación individuales. El efluente producto de reacción se introduce en un separador caliente, a sustancialmente la misma presión a que sale de la zona de reacción de conversión; preferiblemente, la temperatura está comprendida entre 371°C y 399°C. La fase vapor procedente del separador caliente se enfría hasta una temperatura comprendida entre 10°C y 65,6°C, y se introduce en un separador frío, a sustancialmente la misma presión bajo la que funciona el separador caliente. El material de fase líquida procedente del separador frío se calienta hasta una temperatura comprendida entre 121,1°C y 260°C, y se introduce en una zona cálida de evaporación instantánea, a una presión sustancialmente reducida, en el intervalo de 14,61 atm a 31,63 atm. Cuando se utiliza la cuarta zona de separación, funciona a sustancialmente la misma temperatura que el separador caliente, pero a una presión sustancialmente reducida, comprendida entre 7,81 atm y 28,23 atm; esta cuarta zona es conocida en la técnica como una zona caliente de evaporación instantánea. El procedimiento de separación de la presente invención se basa en la zona cálida de evaporación instantánea. En técnicas de división similares de la técnica anterior, la fase líquida procedente del separador frío no se aumenta de temperatura, sino que se introduce en una zona fría de evaporación instantánea a sustancialmente la misma temperatura y a una presión sustancialmente reducida.

Se ha de reconocer y aceptar que la técnica anterior está repleta de técnicas para efectuar la división de un efluente producto de reacción en fase mixta, particularmente aquellos que están integrados en un proce-

dimiento de conversión de aceite negro.

En la patente de los EE.UU. nº 3.364.134 se describe un procedimiento de conversión de aceite negro que implica cuatro zonas de separación (una de las cuales separa inicialmente el material de carga de alimentación fresco) y dos recipientes de reacción. Se indica que la invención comprende un método por el que el material asfáltico del material de carga se mantiene en estado dispersado dentro de una fase líquida que es rica en hidrógeno. El material de carga de alimentación de nueva aportación se divide inicialmente en la primera zona de separación (columna de evaporación instantánea atmosférica), proporcionando una fracción ligera que tiene un punto de ebullición final de 343,3°C a aproximadamente 454,4°C, y una fracción pesada que tiene un punto de ebullición inicial por encima de aproximadamente 343,3°C. La fracción pesada se mezcla con una aportación y todo el hidrógeno recirculado, y se hace reaccionar en una primera zona de reacción cuyo efluente se introduce en un separador caliente que funciona a una temperatura de aproximadamente 371,1°C a 399°C y a sustancialmente la misma presión. El líquido del separador caliente se introduce en una zona de separación por evaporación instantánea, caliente, a una presión sustancialmente reducida, menor que aproximadamente 7,81 atm, y a una temperatura de aproximadamente 287,8°C a aproximadamente 482,2°C. El líquido de evaporación instantánea caliente se retira del procedimiento como residuo, mientras que los vapores de evaporación instantánea caliente se mezclan con los vapores del separador caliente y la fracción ligera de evaporación instantánea atmosférica, y

Se hacen reaccionar en la segunda zona de reacción. El efluente producto de la segunda zona de reacción se introduce en un separador frío, a sustancialmente la misma presión y a una temperatura de aproximadamente 15,6°C a aproximadamente 54,4°C. Se retira una fase vapor rica en hidrógeno del separador frío, y se recircula a la primera zona de reacción; la fase líquida del separador frío se recupera como producto del procedimiento.

Un separador caliente, separador frío y zona de evaporación instantánea caliente se utilizan conjuntamente con una columna de vacío en la patente de los EE. UU. nº 3.371.030. El efluente producto de reacción se introduce en el separador caliente, cuya fase vapor se condensa e introduce en el separador frío; el líquido del separador caliente se introduce en la zona de evaporación instantánea caliente, por debajo de un entramado contenido en ella. La zona de evaporación instantánea caliente funciona a una temperatura sustancialmente igual que el separador caliente, pero a una presión reducida, menor que aproximadamente 14,61 atm. Este recipiente sirve para concentrar los hidrocarburos que hierven por encima de 204,4°C, en una fase líquida que, a su vez, se introduce en la columna de vacío. Una porción del gasoil de vacío pesado recuperado se vuelve a introducir en la zona de evaporación instantánea caliente, por encima del entramado, para que funcione como aceite de lavado. El líquido del separador frío se mezcla con los vapores de evaporación instantánea caliente, y se recupera como producto del procedimiento.

El procedimiento descrito en la patente de los EE.UU. nº 3.375.189 es similar al de la patente de los

EE.UU. nº 3.364.134 antes resumido. Sin embargo, aquí los vapores del separador caliente y los vapores de evaporación instantánea caliente procedentes del efluente de una primera zona de reacción se reúnen y se hacen reaccionar en una segunda zona de reacción. El efluente de esta última se introduce en un separador frío, cuyos vapores ricos en hidrógeno se recirculan a la primera zona de reacción. Los componentes del líquido del separador frío se fraccionan, proporcionando una fracción que hierve por encima de 204,4°C, que se hace reaccionar en una tercera zona de reacción, cuyo efluente producto se introduce en un segundo separador frío. La fase líquida procedente de este último se fracciona en mezcla con la fase líquida procedente del primer separador frío.

La patente de los EE.UU. nº 3.402.122 expone una técnica de separación para recuperar un medio de absorción a partir de un efluente producto de reacción de aceite negro. Se utilizan un separador caliente, un separador frío, una zona de evaporación instantánea caliente y una zona de evaporación instantánea fría. Entre las características salientes se incluyen la recuperación del medio de absorción de vapores de evaporación caliente condensados, y también la introducción de líquido de evaporación instantánea fría en el separador frío.

Una técnica de separación algo similar está presentada en la patente de los EE.UU. nº 3.371.029. De nuevo están implicadas cuatro zonas de separación: un separador caliente, evaporación instantánea caliente, separador frío y evaporación instantánea fría. Los vapores del separador caliente se condensan e introducen en el separa-

5 dor frío, mientras que la fase líquida del separador caliente pasa a la zona de evaporación instantánea caliente. Los vapores de la zona de evaporación instantánea caliente se condensan, se mezclan con la fase líquida del separador frío, y se introducen en la zona de evaporación instantánea fría, a una temperatura de 40,6°C y presión menor que aproximadamente 14,61 atm. Una porción de la fase líquida de evaporación instantánea fría se recircula al separador caliente, mezclándose el resto con la fase líquida de evaporación instantánea caliente, y siendo fraccionado para la deseada recuperación de producto.

10 La presente invención implica una serie de etapas integradas para la división de un efluente producto de reacción en fase mixta, de manera relativamente simple y económica. La presente técnica de separación es adaptable de manera sin igual a procedimientos diseñados para y destinados a la conversión de aceites negros hidrocarbonosos. Sin embargo, se reconocerá que el nuevo procedimiento de separación es igualmente aplicable a las diversas corrientes efluentes de producto de reacción que se pueden obtener de fuentes distintas que la conversión de tales aceites negros hidrocarbonosos. Para continuar la descripción de la presente técnica de división de fase mixta, se utilizará la conversión ilustrativa de los aceites negros antes descritos. Con la conversión de aceites negros se pretenden conseguir primordialmente dos objetos: primero, desulfurar el material de alimentación en la magnitud impuesta por el producto final deseado, ya sea maximizando el aceite combustible o los hidrocarburos que hierven en el intervalo de la gasolina; segundo, está destinado a pro

ducir "hidrocarburos destilables", que son aquellos hidrocarburos normalmente líquidos que tienen puntos de ebullición normales por debajo de 565,6°C.

5 La presente técnica de división no depende de las condiciones precisas utilizadas en las zonas de conversión catalítica; son adecuadas las condiciones utilizadas en los procedimientos de la técnica anterior. En breve, las condiciones de conversión incluyen temperaturas por encima de 371,1°C, con un límite superior de 426,7°C, según se mide en la entrada al lecho fijo de partículas de catalizador dispuestas dentro de la zona de reacción. Dado que la mayor parte de las reacciones que se efectúan son de naturaleza exotérmica, el efluente de la zona de reacción presentará una temperatura mayor. Para que se conserve la estabilidad del catalizador, se prefiere controlar la temperatura de entrada a un nivel tal que la temperatura del efluente producto de reacción no exceda de 482,2°C. Se mezcla hidrógeno con el material de carga de aceite negro, en cantidad usualmente menor de 1.778 metros cúbicos normales por metro cúbico, a la presión de trabajo seleccionada; el hidrógeno está presente en la fase gaseosa recirculada en cantidad de 80,8% en volumen o más. Un intervalo preferido para la cantidad de hidrógeno que se mezcla con el material de carga de aceite negro es 533 a 1.067 metros cúbicos normales por metro cúbico. La conversión del aceite negro requiere presiones que generalmente exceden de 69,07 atm, y que generalmente están comprendidas entre 103,11 atm y 205,22 atm. El aceite negro se introduce en la zona de reacción catalítica a una velocidad espacial horaria de líquido (definida como volúmenes de carga de hidrocarburo líquido

do por hora por volumen de catalizador dispuesto dentro de la zona de reacción) de 0,25 a 2,0 h<sup>-1</sup>.

Según la técnica de la presente invención, el efluente producto de reacción de aceite negro se introduce en una primera zona de separación, el separador caliente, a esencialmente la misma presión a que sale de la zona o zonas de reacción; así, el separador caliente funciona a una presión de 69,07 atm a 205,22 atm. Preferiblemente, la temperatura del efluente producto de reacción no es sustancialmente mayor que 399°C. A temperaturas mayores, los hidrocarburos normalmente líquidos más pesados tienden a ser arrastrados a la fase vapor. Análogamente, a temperaturas por debajo de aproximadamente 371,1°C las sales amónicas que se forman como resultado de la conversión de compuestos nitrogenados tenderán a caer a la fase líquida. Si se requiere una reducción de la temperatura del efluente de reacción, se puede mezclar con ella una corriente de enfriamiento instantáneo, procedente de una zona de separación subsiguiente más fría; como se indica en el dibujo adjunto, esta corriente de enfriamiento instantáneo se suministra preferiblemente como una porción de la fase líquida retirada de la zona de evaporación instantánea cálida.

La fase vapor del separador caliente se enfría y condensa a una temperatura comprendida entre 10,0°C y 65,6°C, y se introduce en una segunda zona de separación, el separador frío, a sustancialmente la misma presión. Una fase vapor rica en hidrógeno se recupera y utiliza, al menos en parte, como hidrógeno recirculado a la zona de reacción de conversión. Sin embargo, generalmente, la fase vapor se trata primero para eliminar sulfuro de hidrógeno.

La temperatura del líquido del separador frío se aumenta hasta un intervalo de 121,1°C a 260°C, y se introduce en una tercera zona de separación, la zona de evaporación instantánea cálida, a una presión reducida comprendida entre 14,61 atm y 31,63 atm. Se recordará que esta técnica es contraria a la que se practica en la técnica anterior, previamente descrita, donde esta tercera zona de separación es una zona de evaporación instantánea fría que trabaja a sustancialmente la temperatura del separador frío y a una presión por debajo de 14,61 atm. Típicamente, una zona de evaporación instantánea fría se mantiene a una temperatura de 51,6°C y presión de aproximadamente 4,40 atm. Por comparación, la temperatura y presión mayores favorecen la retención de hidrógeno y expulsión de metano. Los componentes de la fase líquida de evaporación instantánea cálida se aumentan de presión, y en parte se recirculan para cambiarlos con los vapores del separador caliente, antes de su condensación, usando el resto para enfriar instantáneamente el efluente de la zona de reacción que se introduce primero en el separador caliente. Los componentes líquidos del separador caliente se introducen en una cuarta zona de separación, la zona de evaporación instantánea caliente, a sustancialmente la misma temperatura y a una presión reducida, comprendida entre 7,81 atm y 28,23 atm. Los vapores de la zona de evaporación instantánea caliente se introducen generalmente en una instalación adecuada de recuperación de hidrógeno; la fase líquida se puede fraccionar para recuperación de producto normalmente líquido, o seguir convirtiendo en zonas de reacción adicionales.

30

01109

La ventaja principal de la presente invención sobre las técnicas de la técnica anterior es una reducción de la pérdida de solución de hidrógeno. A título de ilustración del significado de esta ventaja, se hará una comparación entre (1) las técnicas de la técnica anterior que emplean una zona de evaporación instantánea fría en la fase líquida del separador frío, y (2) el presente esquema, en el que el líquido del separador frío se introduce en una zona de evaporación instantánea caliente. En base a una carga de  $7.949 \text{ m}^3/\text{día}$  a la sección de reacción (un tamaño común para una unidad de aceite negro), el esquema de la técnica anterior, usando una zona de evaporación instantánea fría a  $4,40 \text{ atm}$  y  $51,7^\circ\text{C}$ , experimenta una pérdida de solución de hidrógeno de aproximadamente  $20,4 \text{ m}^3\text{N}/\text{m}^3$  de carga. En una unidad en la que se ha integrado la instalación de división de producto que incorpora la zona de evaporación instantánea cálida a  $21,42 \text{ atm}$  y  $183,9^\circ\text{C}$ , la pérdida de solución de hidrógeno se reduce a  $18,2 \text{ m}^3\text{N}/\text{m}^3$  de carga.

Se hará una descripción adicional de la presente invención con referencia al dibujo adjunto, que se presenta con el exclusivo propósito de ilustración, y no con la intención de limitarla más allá del ámbito y espíritu de las reivindicaciones adjuntas. El dibujo se presenta como un diagrama de procesos esquemático simplificado en el que los detalles tales como bombas, instrumentación y controles, sistemas de enfriamiento instantáneo, circuitos de intercambio de calor y recuperación de calor, valvulería, tuberías para puesta en marcha y equipos similares han sido o eliminados o reducidos en número, como no esen-

Giales para el entendimiento de las técnicas implicadas. El uso de tales elementos para modificar el procedimiento ilustrado será evidente para aquellos que poseen la habilidad requerida en la técnica de la tecnología de la refinado de petróleo.

Con referencia específica ahora al dibujo, se describirá éste en relación a una unidad comercial diseñada para tratar aproximadamente  $331,2 \text{ m}^3/\text{h}$  de un aceite negro que tiene una densidad API de 16,3 y un peso molecular medio de aproximadamente 430. El efluente producto de reacción se retira de la sección de reacción por la tubería 1, a una temperatura de aproximadamente  $426,7^\circ\text{C}$  y presión que se aproxima a 153,48 atm, y en cantidad de aproximadamente 486.444 kg/h. El efluente se mezcla con 79.056 kg/h de una corriente líquida de enfriamiento instantáneo de la tubería 2, que tiene una temperatura de aproximadamente  $82,2^\circ\text{C}$ . La mezcla resultante continúa por el conducto 1, y se introduce en el separador 3 caliente a una temperatura de aproximadamente  $398,9^\circ\text{C}$  y presión de aproximadamente 153,48 atm. El separador 3 caliente sirve para proporcionar una fase líquida en la tubería 4 y una fase vapor rica en hidrógeno en la tubería 8. Como se ilustra, la primera se puede introducir por la tubería 4 en la zona 4 de evaporación instantánea caliente, a sustancialmente la misma temperatura,  $396,1^\circ\text{C}$ , pero a una presión reducida de 17,68 atm. Los análisis de componentes de la alimentación total al separador 3 caliente, fase vapor de la tubería 8 y fase líquida de la tubería 4 se presentan en la siguiente Tabla I, en la que las cantidades de cada componente se expresan en kilomoles/h.

TABLA I: Análisis de corriente del separador caliente

<u>Componente</u>	<u>Alimentación total</u>	<u>Tubería 4</u>	<u>Tubería 8</u>
Agua	957,98	-	957,98
5 Sulfuro de hidrógeno	407,83	15,13	392,70
Hidrógeno	15970,48	442,03	15528,45
Metano	2744,19	85,02	2659,17
Etano	224,00	13,68	210,32
Propano	103,58	6,68	96,90
10 Butanos	58,13	4,44	53,69
Pentanos	27,78	2,60	25,18
Hexanos	25,11	2,80	22,31
Heptano-204,4°C	273,63	46,23	227,40
204,4°C-343,3°C	371,79	206,82	164,97
343,3°C-565,6°C	606,14	576,04	30,10
15 565,6°C-más	72,19	72,19	-

La zona 5 de evaporación instantánea caliente proporciona una fase vapor rica en hidrógeno, en la tubería 6, y una fase principalmente líquida en la tubería 7, destinada esta última a contener sustancialmente todo el material sin convertir que hierve por encima de 565°C. El hidrógeno se recupera de la fase vapor de la tubería 6 (que no se ilustra aquí), mientras que la fase líquida de la tubería 7 se somete a conversión catalítica adicional (que no se ilustra aquí). Los análisis de componentes de las dos corrientes de las zonas de evaporación instantánea caliente se dan en la siguiente Tabla II; de nuevo, los valores numéricos están en kilomoles/h.

TABLA II: Análisis de corrientes de las zonas de evaporación instantánea caliente

Componente	Tubería 6	Tubería 7
Agua	-	-
5 Sulfuro de hidrógeno	13,69	1,44
Hidrógeno	411,47	30,56
Metano	78,94	6,08
Etano	11,52	2,16
Propano	5,48	1,20
10 Butanos	3,46	0,98
Pentanos	1,89	0,71
Hexanos	1,91	0,89
Heptano-204,4°C	25,95	20,28
204,4°C-343,3°C	37,08	169,74
343,3°C-565,6°C	14,67	561,37
15 565,6°C-más	-	72,19

Los vapores del separador caliente de la tubería 8 se mezclan con 1.152,98 kilomoles/hora de un líquido de enriquecimiento de la tubería 9, cuya fuente se describe más adelante. El líquido de enriquecimiento se suministra a una temperatura de aproximadamente 82,2°C y presión de aproximadamente 157,57 atm. La mezcla resultante, a una temperatura de 282,2°C y presión de aproximadamente 150,76 atm, se introduce en el enfriador/condensador 10, donde la temperatura se disminuye hasta un nivel de aproximadamente 54,4°C. Los vapores así enfriados se introducen, por la tubería 11, en el separador 12 frío, a alta presión.

Principalmente, la función del separador 12 frío es proporcionar una fase vapor rica en hidrógeno, que, tras eliminación de la mayor proporción de sulfuro de hi-

5 drógeno, se recircula, al menos en parte, al sistema de la zona de reacción, y además separar agua de los hidrocarburos normalmente líquidos. Los vapores del separador frío se recuperan por el conducto 13 y comprenden aproximadamente 82,8 por ciento en volumen de hidrógeno; éste aumenta a aproximadamente 84,3% en base a estar exento de sulfuro de hidrógeno. De los 957,98 kilomoles/hora de agua que entran en el separador 12 frío, aproximadamente 939,32 kilomoles (98,1%) se retiran por el conducto 14. La fase principal-

10 mente líquida se retira por el conducto 15, y se introduce por él en el intercambiador 16 de calor. Por uso de un medio adecuado de intercambio de calor en la tubería 17, tal como una corriente de procedimiento caliente o vapor de agua, la temperatura de dicha fase líquida del separador

15 frío se eleva hasta un nivel de aproximadamente 183,9°C; el medio de intercambio de calor enfriado se retira de la instalación de separación por el conducto 18. Los análisis de las corrientes del separador frío, en kilomoles/hora, se presentan en la siguiente Tabla III.

20

25

30

TABLA III: Análisis de corrientes del separador frío

<u>Componente</u>	<u>Tubería 13</u>	<u>Tubería 15</u>
Agua	18,68	-
Sulfuro de hidrógeno	319,46	98,01
Hidrógeno	15340,46	202,88
Metano	2533,33	145,60
Etano	183,84	36,39
Propano	73,41	37,59
Butanos	32,47	39,70
Pentanos	9,93	33,63
Hexanos	5,48	41,79
Heptano-204,4°C	8,07	710,40
204,4°C-343,3°C.	0,01	601,71
343,3°C-565,6°C	-	109,99
565,6°C-más	-	-

La fase líquida del separador frío calentada se introduce, por el conducto 19, en una zona 20 de evaporación instantánea cálida, a una presión reducida de aproximadamente 21,42 atm. Como se ha indicado antes, las condiciones de la zona de evaporación instantánea cálida, en comparación con las de la zona de evaporación instantánea fría de los procedimientos de separación de la técnica anterior, favorecen la retención de hidrógeno y expulsión de metano, siendo el objetivo una separación de al menos 70,0% de metano, de manera que no haya necesidad de retirar una corriente de purga de líquido de evaporación instantánea cálida por la tubería 22. Los vapores de la zona de evaporación instantánea cálida se recuperan por el conducto 21, mientras que la fase líquida se retira por la tubería 2. Como se ilustra por los análisis de las corrientes de la zona de evaporación instantánea cálida, en la Tabla

IV, el 81,3% del metano de la fase líquida del separador frío, tubería 19, se retira del procedimiento por la tubería 21. Por tanto, no hay necesidad de retirar una corriente de purga por el conducto 22.

5 TABLA IV: Análisis de las corrientes de la zona de evaporación instantánea cálida

<u>Componente</u>	<u>Tubería 21</u>	<u>Tubería 2</u>
Agua	-	-
Sulfuro de hidrógeno	63,90	34,11
10 Hidrógeno	182,38	20,50
Metano	118,38	27,22
Etano	22,74	13,65
Propano	18,18	19,41
Butanos	14,27	25,43
15 Pentanos	8,31	25,32
Hexanos	7,42	34,37
Heptano-204,4°C	34,24	676,16
204,4°C-343,3°C	0,40	601,31
343,3°C-565,6°C	-	109,99
565,6°C-más	-	-

20 Los componentes de la fase líquida de la zona de evaporación instantánea cálida se retiran por el conducto 2, en cantidad de aproximadamente 1587,48 kilomoles/hora, y se introducen en el lado de aspiración de una bomba 23 de enriquecimiento que tiene una presión de descarga de aproximadamente 157,57 atm. Aproximadamente 1152,98 kilomoles/hora, o aproximadamente 72,6%, se desvían por la tubería 9 como medio de enfriamiento instantáneo de enriquecimiento de los vapores del separador caliente, de la tubería 8. El resto continúa por la tubería 2, para combinarlo con el efluente producto de reacción de la tubería 1,

25

30

disminuyendo así su temperatura a aproximadamente 398,9°C.

5

10

15

20

25

30

01109

REIVINDICACIONES

5 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 que se recogen en las reivindicaciones siguientes:

10 1a.- Procedimiento para dividir un efluente producto de reacción hidrocarbonoso en fase mixta, (1) resultando dicho efluente producto de la conversión de un material de carga de hidrocarburo que hierve por encima de una temperatura de 204,4°C, y (2) conteniendo hidrógeno a recircular a la zona de conversión, hidrocarburos normalmente líquidos e hidrocarburos normalmente vapor, el cual  
15 procedimiento de separación comprende las etapas en secuencia de: (a) dividir dicho efluente producto, en una primera zona de separación a sustancialmente la misma presión que dicho efluente, para proporcionar (i) una primera fase líquida, y (ii) una primera fase vapor; (b) enfriar dicha  
20 primera fase vapor hasta una temperatura comprendida entre 10°C y 65,6°C, y dividir la fase vapor enfriada, en una segunda zona de separación a sustancialmente la misma presión que dicha primera zona de separación, proporcionando  
25 (i) una segunda fase vapor rica en hidrógeno, y (ii) una segunda fase líquida que contiene metano; (c) aumentar la temperatura de dicha segunda fase líquida, y dividir la fase líquida calentada, en una tercera zona de separación a una presión sustancialmente reducida, eligiéndose dichas  
30 temperatura y presión para proporcionar (i) una tercera fa

se líquida, y (ii) una tercera fase vapor que contiene al menos aproximadamente 70,0% del metano de dicha segunda fase líquida; y (d) mezclar al menos una porción de dicha tercera fase líquida con dicha primera fase vapor.

5

2<sup>a</sup>.- Procedimiento según la reivindicación 1<sup>a</sup>, donde la porción de dicha tercera fase líquida se mezcla con dicha primera fase vapor antes de su enfriamiento.

10

3<sup>a</sup>.- Procedimiento según la reivindicación 1<sup>a</sup> o 2<sup>a</sup>, donde dicha segunda fase líquida se calienta hasta una temperatura comprendida entre 121,1°C y 260°C, y dicha tercera zona de separación trabaja a una presión de 14,61 atm a 31,63 atm.

15

4<sup>a</sup>.- Procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones 1<sup>a</sup> a 3<sup>a</sup>, donde una segunda porción de dicha tercera fase líquida se mezcla con dicho efluente producto de reacción hidrocarbonoso.

20

5<sup>a</sup>.- Procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones 1<sup>a</sup> a 4<sup>a</sup>, donde al menos una porción de dicha primera fase líquida se divide, en una cuarta zona de separación a sustancialmente la misma temperatura que dicha primera zona de separación, bajo una presión sustancialmente reducida, proporcionando (i) una cuarta fase líquida, y (ii) una cuarta fase vapor.

25

6<sup>a</sup>.- Procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones 1<sup>a</sup> a 5<sup>a</sup>, donde dicho efluente producto se divide en dicha primera zona de separación a una presión de 69,07 atm a 205,22 atm.

30

7<sup>a</sup>.- Procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones 1<sup>a</sup> a 6<sup>a</sup>, donde dicho efluente producto se divide en dicha primera zona de separación a una temperatura

ra que no excede sustancialmente de 399°C.

8ª.- Procedimiento según la reivindicación 5ª, donde dicha presión reducida, en dicha cuarta zona de separación, está comprendida entre 7,81 y 28,23 atm.

5 9ª.- "PROCEDIMIENTO PARA DIVIDIR UN EFLUENTE PRODUCTO DE REACCION HIDROCARBONOSO EN FASE MIXTA".

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.

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

Madrid, 14. NOV. 1979  
P.A.

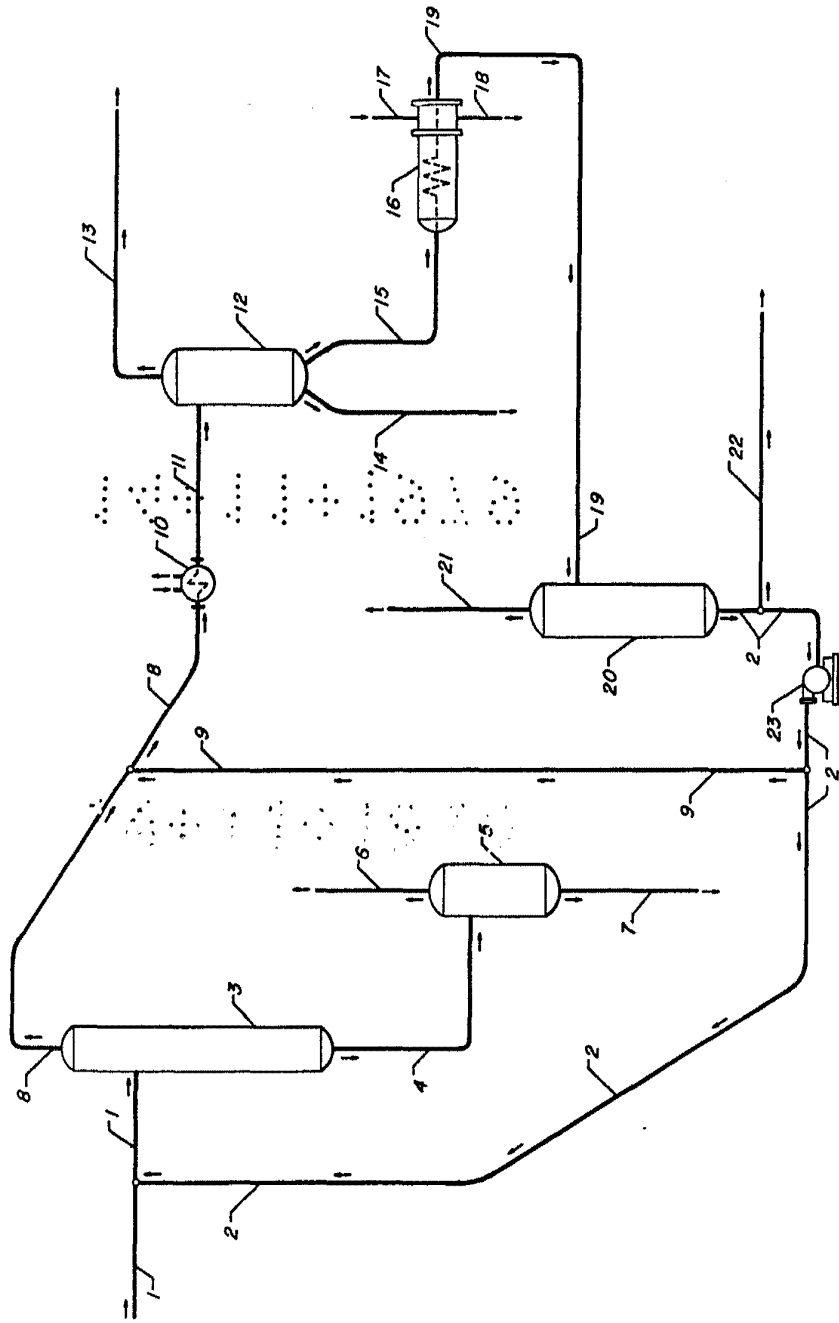
15

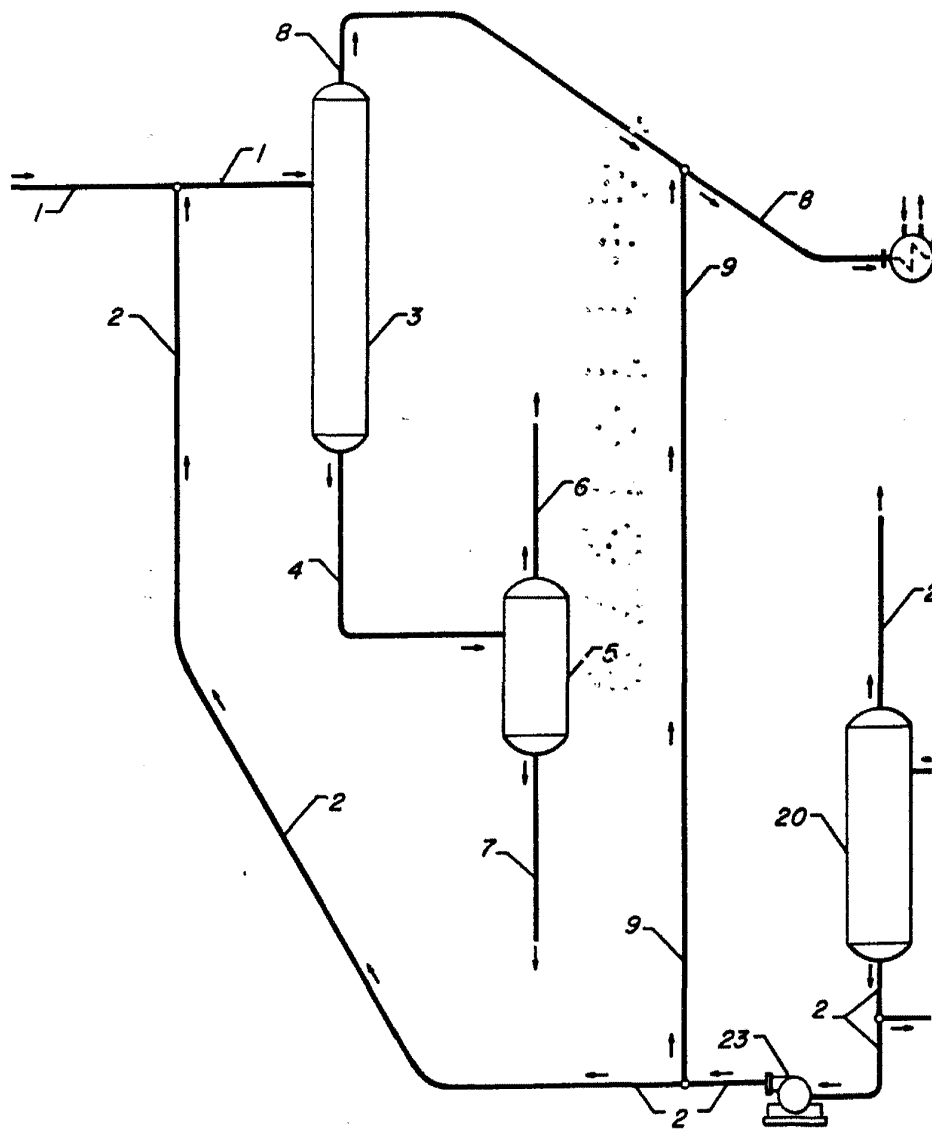
Fernando de Elizaburu  
Por Poderes 

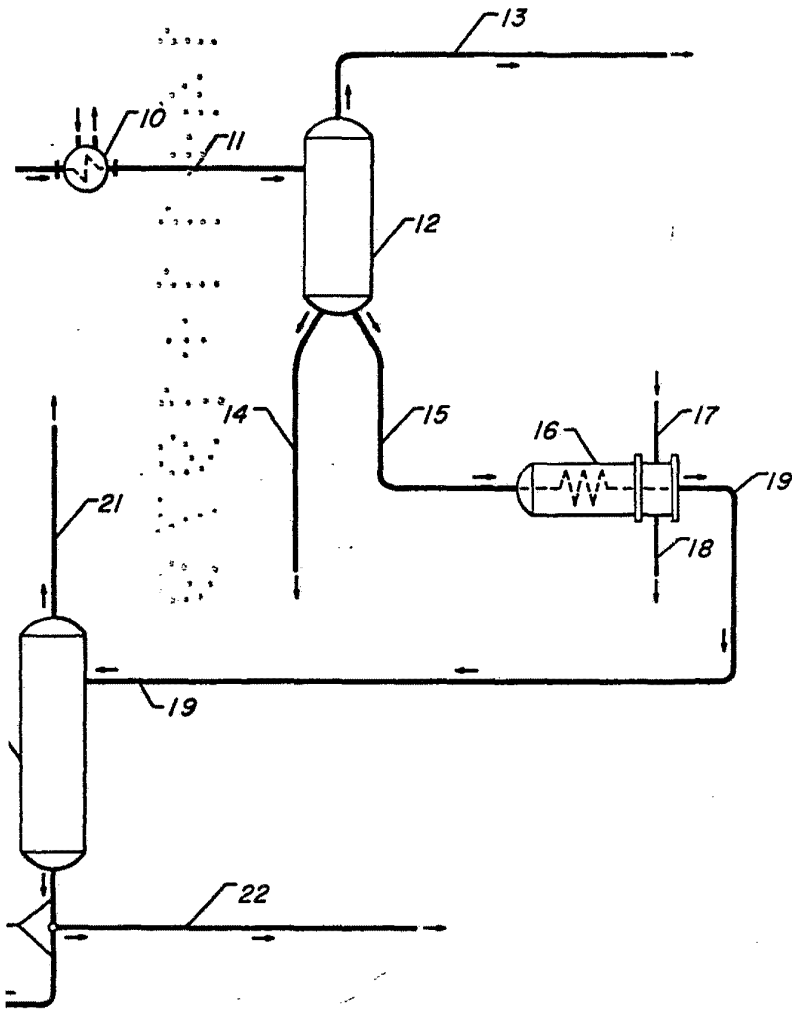
20

25

1079







Fernando de Elizaburu  
Por Poder.