

MINISTERIO DE INDUSTRIA Y ENERGIA

Registro de la Propiedad Industrial



ESPAÑA

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

ES

11	NUMERO	10	A1
21	483.320		
22	FECHA DE PRESENTACION		
	10.8.79		

PATENTE DE INVENCION

30	PRIORIDADES:	32	FECHA	33	PAIS.
31	NUMERO				
	933.008		11.8.78		E.U.A.

47	FECHA DE PUBLICIDAD	51	CLASIFICACION INTERNACIONAL	62	PATENTE DE LA QUE ES DIVISIONARIA
			C10G 13/20		

64	TITULO DE LA INVENCION
	"UN PROCEDIMIENTO PARA LA OBTENCION DE UNA FRACCION HIDROCARBONADA"

71	SOLICITANTE (S)
	UOP INC. (Case 1853)

DOMICILIO DEL SOLICITANTE
Ten UOP Plaza, Algonquin & Mt. Prospect Roads, Des Plaines, Illinois 60016, Estados Unidos de América

72	INVENTOR (ES)
	William Hamilton Munro y Hong Kyo Jo.

73	TITULAR (ES)

74	REPRESENTANTE
	DON FERNANDO DE ELZABURU MARQUEZ P.-72.692

MIS

UNE A - 4 MOD. 3106

UTILICESE COMO PRIMERA PAGINA DE LA MEMORIA

POOR QUALITY

La presente invención está encaminada hacia el hidrocraqueo, selectivo y en etapas múltiples, de materiales de carga contaminados, más pesados que los del margen de ebullición de la gasolina. El propósito específico es producir rendimientos volumétricos máximos de hidrocarburos normalmente líquidos, de bajo punto de ebullición, que tengan un punto de ebullición final predeterminado. El hidrocraqueo selectivo es particularmente importante cuando se tratan hidrocarburos y mezclas de hidrocarburos que hierven a temperaturas por encima del margen de ebullición de los destilados medios; es decir, hidrocarburos y mezclas de hidrocarburos que tienen un margen de ebullición con un punto de ebullición inicial de unos 343,3°C. y un punto de ebullición final de unos 565,6°C. El hidrocraqueo selectivo da como resultado rendimientos mayores de hidrocarburos que hierven dentro del margen de ebullición de los destilados medios y por debajo de este margen. Adicionalmente, el hidrocraqueo selectivo da como resultado rendimientos mayores de hidrocarburos del margen de ebullición de la gasolina; es decir, aquellos que hierven dentro del margen de unos 37,8°C y unos 204,4°C.

Los materiales de carga adecuados para el presente procedimiento en combinación de hidrorrefinación/hidrocraqueo, incluyen fracciones de queroseno, fracciones de gasóleo ligero y pesado, materiales de aceite lubrican-

te y de aceite blanco, las diversas colas de alto punto de ebullición recuperadas de los fraccionadores que acompañan generalmente a las operaciones de craqueo catalítico y a las que se hace referencia como material de recirculación pesado, y otras fuentes de hidrocarburos que tienen una demanda de mercado depreciada, debido a los altos puntos de ebullición y a la presencia de diversas influencias con taminantes, que incluyen compuestos nitrogenados y compues tos sulfurados. Adicionalmente, el presente procedimiento facilita la utilización de material hidrocarbonado que con tiene contaminantes metálicos así como material asfalténico; a tales fracciones se hace referencia comúnmente, en la técnica de refinación del petróleo, como "aceites ne gros". Estos materiales de alimentación se caracterizan, además, porque por lo menos aproximadamente un 10,0% en volumen hierve por encima de una temperatura de unos 565,6°C.

Un objeto principal de la presente invención es proporcionar un procedimiento de etapas múltiples para con vertir materiales de carga hidrocarbonados que tienen un alto punto de ebullición, en productos hidrocarbonados nor malmente líquidos, que tienen un punto de ebullición me nor. Un objetivo corolario es proporcionar un procedimien to que acrecienta la flexibilidad en lo que respecta al producto principalmente deseado.

Un objeto específico de la presente invención se encamina a proporcionar un procedimiento de un coste de inversión inicial menor, de un coste de operación diaria menor y con facilidad de operación global.

5 En una realización, la presente invención proporciona un procedimiento para la producción de una fracción hidrocarbonada que tiene un punto de ebullición final pre-
determinado, a partir de un material de carga (1) que con-
tiene compuestos sulfurados y nitrogenados; y (2) que tie-
10 ne un punto de ebullición final por encima de dicho punto de ebullición predeterminado, el cual procedimiento comprende las operaciones en secuencia de: (a) hacer reaccio-
nar dicho material de carga con hidrógeno, en una primera
zona de reacción catalítica, en condiciones seleccionadas
15 para convertir compuestos sulfurados y nitrogenados en sul-
furo de hidrógeno y amoníaco; (b) mezclar el efluente que
resulta de la primera zona de reacción con efluente proce-
dente de una segunda zona de reacción catalítica; (c) se-
parar la mezcla resultante para (i) separar sulfuro de hi-
20 drógeno y amoníaco; (ii) recuperar una fase gaseosa rica
en hidrógeno; (iii) recuperar dicha fracción hidrocarbonada que tiene dicho punto de ebullición final predetermina-
do; y (iv) proporcionar una fase líquida que contiene hi-
drocarburos que hierven por encima de dicho punto de ebu-
25 llición final predeterminado; y (d) hacer reaccionar di-

cha fase líquida con hidrógeno, en una segunda zona de reacción catalítica, en condiciones seleccionadas para convertir dicha fase líquida en hidrocarburos de punto de ebullición menor.

5 En otra realización, una porción de la fase gaseosa rica en hidrógeno se recircula a cada una de dichas primera y segunda zonas de reacción catalíticas.

10 Aunque se prefieren ciertas condiciones de funcionamiento ciertas composiciones catalíticas para ser utilizadas en el presente procedimiento, ninguna de ellas constituye una característica esencial del presente procedimiento. Sin embargo, el nuevo sistema de flujo aquí descrito facilita una amplitud en el tipo de catalizador y en los márgenes de condiciones de funcionamiento, mayor que la
15 que viene dictada por el carácter del material de carga. Así, se dispone de una mayor flexibilidad en lo que respecta a los productos deseados, sin necesidad de cambiar de catalizador. De acuerdo con la presente invención, el material de carga de alimentación de nueva aportación se mezcla
20 con hidrógeno y se introduce en la zona de reacción de refinación hidrogenante. El efluente hidrorrefinado, que incluye normalmente componentes en estado de vapor, se mezcla con efluente hidrocraqueado y se somete a instalaciones de separación adecuadas. La alimentación a la zona de reacción
25 de hidrocraqueo está formada por hidrocarburos que hierven

por encima del punto final predeterminado del producto deseado.

5 La patente de Estados Unidos número 3.008.895 implica un procedimiento de zonas múltiples para la conversión de una fracción de gasóleo en hidrocarburos del margen de ebullición de la gasolina. Intervienen o bien el craqueo catalítico o una unidad de coquización, la hidrorrefinación, el hidrocrqueo y el reformado catalítico. Considerando solamente la relación entre sistemas de hidrorrefinación y de hidrocrqueo, el efluente de producto hidrorrefinado total se introduce en la zona de reacción de hidrocrqueo. El efluente de producto hidrocrqueado que hierve por encima del margen de ebullición de la gasolina se recircula a la zona de reacción de hidrorrefinación.

10

15 Cada uno de estos dos sistemas emplea instalaciones de separación independientes para recuperar hidrocarburos del margen de ebullición de la gasolina, los cuales se introducen subsiguientemente en la zona de reacción de reformado catalítico. Además, cada uno de ellos emplea su propio sistema de circulación de hidrógeno independiente.

20

En la patente de Estados Unidos número 3.026.260 se expone un procedimiento de hidrocrqueo en tres etapas. Inicialmente, el material de carga que tiene un margen de ebullición comprendido entre aproximadamente 371,1°C y aproximadamente 537,8°C, se fracciona para recuperar hi-

25

drocarburos que hierven por debajo de unos 426,7°C. Se introduce material de punto de ebullición superior en una zona de craqueo, que puede consistir en un craqueo catalítico, un hidrocrqueo o un craqueo térmico. El efluente

5 procedente de esta zona inicial se fracciona para recuperar hidrocarburos adicionales que hierven por debajo de unos 426,7°C, y el material que hierve a temperatura más alta se recircula a la zona de craqueo. Los hidrocarburos de punto de ebullición menor recuperados se introducen en

10 la zona de hidrorrefinación o de purificación, cuyo efluente se introduce en un separador frío a presión elevada, para separar propano y otros componentes normalmente gaseosos. El resto se introduce en la zona de reacción de hidrocrqueo, cuyo efluente se introduce en otro separador

15 frío a alta presión, para separar propano y componentes normalmente gaseosos, más ligeros. El efluente de producto hidrocrqueado se fracciona seguidamente, para proporcionar una fracción de margen de ebullición de la gasolina, que tiene un punto de ebullición final de unos

20 204,4°C, y una fracción de destilado medio, que tiene un punto final de unos 343,3°C. Seguidamente, el material más pesado se recircula a la zona de reacción de hidrocrqueado. A excepción del propano y del material más ligero en estado de vapor, debe señalarse que la totalidad del efluente

25 de producto hidrorrefinado se introduce en la zona de

reacción de hidrocraqueo. Además, como el procedimiento implica dos separadores fríos a alta presión, individuales, parecería que se requieren dos circuitos de hidrógeno de recirculación independientes .

5 La patente de Estados Unidos número 3.072.560 es similar a la patente de Estados Unidos número 3.008.895, anteriormente descrita. Aquí, sin embargo, la totalidad del efluente de producto normalmente líquido procedente de la zona de reacción de hidrorrefinación, se introduce en la zona de reacción de hidrocraqueo, cuyo efluente líquido se introduce en una zona de reacción de reformado catalítico. Es decir, que no hay recuperación de hidrocarburos del margen de ebullición de la gasolina procedentes del efluente de producto hidrorrefinado.

10

15 En la patente de Estados Unidos número 3.328.290 se describe un procedimiento para producir predominantemente hidrocarburos del margen de ebullición de la gasolina, a partir de materiales de alimentación hidrocarbonados de alto punto de ebullición. La alimentación de nueva aportación, mezclada con la totalidad del efluente de producto hidrocraqueado, se introduce en la zona de reacción de hidrorrefinación. Para recuperar una fase gaseosa rica en hidrógeno, el producto deseado e hidrocarburos no convertidos que hierven por encima del margen de ebullición de la gasolina, se utiliza una instalación de separación. Di-

20

25

chos hidrocarburos no convertidos, mezclados con la totalidad del hidrógeno recuperado y del hidrógeno de reposición, se introducen en la zona de reacción de hidrocraqueo.

5 En la patente de Estados Unidos número 3.472.758, se describe un procedimiento en dos etapas para conseguir un rendimiento máximo de hidrocarburos del margen de ebullición de la gasolina, que tienen un punto de ebullición final de aproximadamente 204,4°C. El material de carga de alimentación de nueva aportación se introduce en la zona
10 de reacción de hidrorrefinación, mezclado con la totalidad del efluente de producto procedente de la zona de reacción de hidrocraqueo. La mezcla se separa para recuperar una fase gaseosa recirculada, rica en hidrógeno, que se introduce en su totalidad en la zona de reacción de hidrocraqueo. Los hidrocarburos normalmente líquidos se separan
15 para proporcionar la fracción deseada del margen de ebullición de la gasolina, una fracción de destilado medio que tiene un punto de ebullición final de aproximadamente 343,3°C, y una fracción de recirculación pesada, que hierve por encima de los 343,3°C. La recirculación ligera de
20 destilados medios se introduce en la zona de reacción de hidrocraqueo, mientras que la recirculación pesada se mezcla con el material de carga de alimentación de nueva aportación y se introduce en la zona de reacción de hidrorrefinación.
25

Los procedimientos de hidrorrefinación hidrocraqueo de la técnica anterior, en los que o bien (1) el efluente hidrocraqueado se introduce en la zona de hidrorrefinación para diluir el material de carga de alimentación de nueva aportación, o bien (2) el efluente hidrorrefinado (usualmente, pero no siempre, del que se ha separado el amoníaco y el sulfuro de hidrógeno) pasa a la zona de hidrocraqueo, están clasificados en la tecnología de la refinación del petróleo como sistemas "de flujo en serie". El presente procedimiento constituye una técnica de "flujo paralelo" modificada, porque cada uno de los sistemas de reacción funciona independientemente del otro, mezclándose los efluentes de producto para su separación conjunta en una sola instalación de separación. Es decir, el sistema de flujo paralelo utiliza un compresor de hidrógeno de recirculación común, un sólo condensador de producto y un sólo separador frío a alta presión. La carga al sistema de reacción de hidrocraqueo puede ser cualquier combinación de destilados, recuperada de la instalación de separación común, requerida para conseguir los productos deseados.

Mediante la utilización del procedimiento de flujo paralelo aquí descrito, se pueden conseguir otras numerosas ventajas. Estas implicarán consideraciones de diseño, aspectos operacionales (en particular estabilidad)

y mejoras económicas. La flexibilidad en lo que se refiere a los productos es acrecentada en virtud del hecho de que los hidrocarburos de punto de ebullición menor que resultan del hidrocraqueo efectuado en la zona de reacción de hidrorrefinación, no son introducidos en la zona de hidrocraqueo. El presente procedimiento separa la corriente de hidrógeno recirculada, de tal manera que en cada uno de los dos sistemas de reacción se introducen porciones independientes. Esta técnica contribuye a la estabilidad de la operación del procedimiento global y facilita la regeneración del catalizador cuando ello resulta necesario. El control de la temperatura del lecho de catalizador es independiente en ambos sistemas, lo cual reduce las oportunidades de que se desboque la temperatura. La velocidad másica reducida permite el uso de menos baterías de reactores, lo que disminuye los costes de inversión de capital.

Los materiales de carga del presente procedimiento combinado tendrán un contenido predominante de hidrocarburos que hierven entre 315,6°C y 537,8°C, y contendrán compuestos sulfurados y nitrogenados. Por ejemplo, en el ejemplo ilustrativo que se presenta a continuación, el material de carga tiene un punto de ebullición inicial de 321,1°C y un punto de ebullición final de 526,7°C, y contiene 2,0% en peso de azufre y aproximadamente 1.300 p.p.m. en peso de nitrógeno. Este tipo de material de car

ga debe ser sometido a tratamiento primero en condiciones de funcionamiento (que incluyen la composición catalítica) que facilite la separación de azufre y nitrógeno, al tiempo que convierten simultáneamente el material que hierve por encima de 343,3°C en hidrocarburos de punto de ebullición menor. Las condiciones de funcionamiento estarán determinadas generalmente por las características físicas y químicas de la alimentación particular que está siendo sometida a tratamiento. Sin embargo, aquéllas serán de tal naturaleza que las presiones se encuentren en el margen de 35,04 atmósferas a 191,6 atmósferas, que las temperaturas del lecho de catalizador se encuentren en el margen de 315,6°C a 482,2°C, que las velocidades espaciales horarias de líquido oscilen entre 0,2 y 10,0, y que el hidrógeno se mezcle con la alimentación en la cantidad de 534 a 1780 m³/m³ de alimentación de nueva aportación.

Las composiciones catalíticas de hidrorrefinación adecuadas contienen por lo menos un componente metálico de los metales del grupo VI-B: cromo, molibdeno y wolframio, y por lo menos un componente metálico de los metales del grupo del hierro del grupo VIII: hierro, níquel y cobalto. Estas composiciones se mezclarán con un material portador de óxido inorgánico refractario, generalmente amorfo, en cantidades tales que el metal del grupo del hierro esté presente en una cantidad de 0,2% a 6,0%

en peso, y el metal del grupo VI-B esté en la cantidad de 4,0% a 40,0% en peso, cantidades que se calculan con relación a los elementos. Aunque numerosos procedimientos de la técnica anterior indican una preferencia por la alúmina como el único material portador refractario, se prefiere 5 incluir otro óxido metálico inorgánico que tenga tendencia a la acidez o al hidrocraqueo. Por lo tanto, se prefiere aquí utilizar un portador refractario amorfo de 60,0% a 90,0% en peso de alúmina y de 10,0 a 40,0% en peso de sílice.

10 Las composiciones catalíticas y las condiciones de funcionamiento en el sistema de reacción de hidrocraqueo son similares a las empleadas para efectuar las reacciones de hidrorrefinación necesarias. Sin embargo, el catalizador puede incluir por lo menos un componente de metal noble del grupo VIII, y el material portador puede ser 15 amorfo o de naturaleza zeolítica. Los metales del grupo VI-B estarán presentes en cantidades dentro del margen de 0,5% a 10,0% en peso, e incluirán cromo, molibdeno y wolframio. Los metales del grupo VIII pueden dividirse en dos subgrupos, y están presentes en cantidades de 0,1% a 10,0% 20 en peso con relación al catalizador total. Cuando se emplea un metal del grupo del hierro éste se incorpora en cantidades de 0,2% a 10,0% en peso. Los metales nobles, tales como platino, paladio, iridio, rodio, rutenio y osmio, estarán presentes en cantidades de 0,1% a 4,0% en pe 25

so. Tanto si son amorfos como zeolíticos, los materiales portadores preferidos incluyen tanto alúmina como sílice. Se han obtenido buenos resultados con composiciones amorfas de sílice-alúmina, que contenían 88,0% en peso de sílice y 12,0% en peso de alúmina, 75,0% en peso de sílice y 25,0% en peso de alúmina, y 88,0% en peso de alúmina y 12,0% en peso de sílice. Con los materiales de alimentación hidrocarbonados relativamente más pesados, es frecuentemente más apropiado utilizar un catalizador de hidrocrackeo basado en un aluminosilicato cristalino o tamiz molecular zeolítico. Tal material zeolítico incluye mordenita, faujasita tipo X o tipo Y y tamices moleculares del tipo A o del tipo U, y éstos pueden emplearse en un estado substancialmente puro. Sin embargo, el material zeolítico puede incluirse dentro de una matriz amorfa, tal como alúmina, sílice y mezclas de las mismas.

Las presiones de hidrocrackeo serán aproximadamente las mismas que las impuestas sobre el sistema de reacción de hidrorrefinación; es decir, 35,04 atmósferas a 191,6 atmósferas. El hidrógeno se mezclará con la carga en una cantidad de 534 a 1780 m³/m³, y la velocidad espacial horaria de líquido oscilará entre 1,0 y 15,0. Las temperaturas del lecho de catalizador estarán en el margen de 301,6° a 468,2°C. Ambos sistemas de reacción catalíticos comprenden cámaras de zonas múltiples, para facilitar

la introducción de una corriente intermedia de enfriamiento brusco, con el fin de compensar la exotermicidad de las reacciones que se están llevando a efecto. En lo que respecta al sistema de hidrorrefinación, la diferencia de temperatura máxima entre la entrada y la salida se regula de manera que sea de unos 56°C; en cuanto al sistema de reacción de hidrocraqueo, la diferencia de temperatura máxima es de 28°C.

Con referencia al dibujo que se acompaña se hará una descripción adicional de la invención. En el dibujo, el procedimiento se ilustra por medio de un esquema de procesos diagramático simplificado; se observará que se muestran solamente los recipientes y el equipo auxiliar de importancia principal. Se considera que estos son suficientes para proporcionar una ilustración concisa y una clara comprensión. Por ejemplo, se pretende que el fraccionador 18 sea representativo de una instalación de separación entera, completada con columnas múltiples, rehervidores, condensadores de cabeza y bombas de reflujo, para la recuperación de una pluralidad de corrientes de producto que se indica que son retirados a través de las conducciones 27, 28, 29, 30 y 31. Los sistemas de reacción se muestran como el reactor de hidrorrefinación 1, que tiene dos lechos de catalizador individuales 2 y 3, y como reactor de hidrocraqueo 4, que tiene dos lechos catalíticos indivi-

5 duales 5 y 6. Los lechos catalíticos divididos facilitan la introducción de corrientes de enfriamiento brusco a través de las conducciones 26 y 24, respectivamente. Otros detalles han sido reducidos en número o eliminados por completo, por no ser esenciales para una comprensión de las técnicas de que se trata.

10 El dibujo se describirá en combinación con una unidad a escala industrial, diseñada para tratar más de $10.335 \text{ m}^3/\text{día}$ de un gasóleo de margen de ebullición completo, obtenido a partir de un crudo atmosférico y en una unidad de tratamiento a vacío. En esta ilustración particular se intenta hacer máxima la producción de un combustible Diesel de 180°C a $340,6^\circ\text{C}$. El material de carga de alimentación de nueva aportación tiene una densidad de $21,5^\circ \text{ API}$ a $15,6^\circ\text{C}$, y un punto de ebullición inicial de $321,1^\circ\text{C}$; una temperatura de destilación volumétrica del $50,0\%$ de $415,6^\circ\text{C}$, y un punto de ebullición final de aproximadamente $526,7^\circ\text{C}$. El punto de vertido es de 25°C y los contaminantes incluyen $2,0\%$ en peso de compuestos sulfurados, como azufre elemental, y aproximadamente 1250 ppm . en peso de compuestos nitrogenados, como nitrógeno elemental. Después de aumentar la temperatura mediante contacto indirecto con corrientes del procedimiento más calientes, por ejemplo con efluente de producto de la zona de reacción, el material de carga, en la proporción de aproximadamente $9.921,6 \text{ m}^3/\text{día}$,

15
20
25

se introduce en el procedimiento a través de la conducción 7. La bomba 8 eleva la presión hasta un nivel de aproximadamente 116,72 atmósferas; después de mezclarlo con una corriente rica en hidrógeno recirculada procedente de la conducción 9, en la proporción de aproximadamente 1513 m^3/m^3 , el material de carga continúa a través de la conducción 7 hasta el calentador 10 calentado a fuego directo.

El calentador 10 aumenta adicionalmente la temperatura de la mezcla de material de carga e hidrógeno reciclado hasta un nivel tal que la temperatura de entrada en el lecho de catalizador esté en el nivel designado. La mezcla calentada pasa a través de la conducción 11 a la zona de reacción de hidrorrefinación I, donde entra en contacto con el lecho de catalizador 2 a una temperatura de aproximadamente 357,2°C. y a una velocidad espacial horaria de líquido de aproximadamente 0,55. El efluente de producto de reacción procedente del lecho de catalizador 2 se mezcla con una corriente de enfriamiento brusco rica en hidrógeno procedente de la conducción 26, en la cantidad de aproximadamente 445 m^3/m^3 . La corriente de enfriamiento brusco está a una temperatura tal que la temperatura del efluente del producto procedente del lecho de catalizador 3, retirada a través de la conducción 12, no excede de un nivel de aproximadamente 412,8°C. El sistema de reacción de hidrorrefinación I contiene una composición

catalítica de aproximadamente 1,9% en peso de níquel y 14,0% en peso de molibdeno, combinada con un material portador amorfo de aproximadamente 28,4% en peso de sílice y 71,6% en peso de alúmina.

5 El efluente de producto hidrorrefinado de la conducción 12 se mezcla con el efluente de producto procedente del sistema de reacción de hidrocraqueo 4 de la conducción 13, continuando la mezcla a través de ésta hasta el condensador 14. Antes de entrar en el condensador 14,
10 el producto efluente se utiliza primeramente como un medio de intercambio de calor para aumentar la temperatura de otras corrientes del procedimiento, tales como la alimentación a la instalación de fraccionamiento 18. El condensador 14 disminuye la temperatura del efluente de producto de reacción total hasta un nivel en el margen de
15 aproximadamente 15,6°C hasta aproximadamente 60°C, por ejemplo 43,3°C, y el efluente enfriado se introduce en el separador frío 16 a través de la conducción 15. Los hidrocarburos normalmente líquidos y el material en estado de
20 vapor absorbido se retiran a través de la conducción 17 y se introducen a través de ella en la instalación de fraccionamiento 18. A través de la conducción 19 se recupera una fase en estado de vapor, rica en hidrógeno (aproximadamente 80,0% en volumen), que contiene algunos de los componentes líquidos arrastrados, de punto de ebullición me-
25

nor.

La totalidad del efluente de producto de reacción de la conducción 13 o de la conducción 15, puede ser tratado de cualquier manera adecuada y bien conocida, para la separación de amoníaco y de sulfuro de hidrógeno. Por ejemplo, se puede añadir agua a aquel y se puede equipar el separador frío 16 con una cámara de agua; el agua retirada de la cámara contendrá substancialmente la totalidad del amoníaco. La fase en estado de vapor existente en la conducción 19 puede introducirse en un sistema de depuración de amina para la absorción del sulfuro de hidrógeno. En cualquier caso, estos componentes contaminantes pueden ser retirados del procedimiento antes de emplear cualquiera de las fases en estado de vapor presentes en la conducción 19 como hidrógeno de recirculación. En la conducción 19 se recuperan aproximadamente 3.275 m^3 de hidrógeno por m^3 de material de carga y se introducen en el compresor 20 de recirculación. A través de la conducción 22 se introduce hidrógeno de reposición en la cantidad de aproximadamente $391,6 \text{ m}^3/\text{m}^3$ de alimentación, y se introduce en el compresor de reposición 23. El hidrógeno recirculado de la conducción 21 se mezcla con el hidrógeno de reposición de la conducción 24, y continúa a través de ésta en la cantidad de aproximadamente $3.667 \text{ m}^3/\text{m}^3$.

25

La instalación de fraccionamiento 18 sirve para

140979

separar el efluente de producto normalmente líquido en una pluralidad de corrientes de producto deseadas. Por ejemplo, el propano y otro material normalmente gaseoso será retirado como corriente de cabeza en la conducción 27, mientras que los butanos se recuperan a través de la conducción 28. Los hidrocarburos de margen de ebullición de la gasolina, normalmente líquidos, y los pentanos hasta 180°C, se recuperan a través de la conducción 29, y el combustible Diesel deseado, que hierve hasta 340,6°C, se recupera a través de la conducción 30. Los análisis de componentes de las diversas corrientes retiradas del procedimiento ilustrado, están reunidos en la siguiente tabla I. Incluido en esta tabla se encuentra el 2,5% en peso de hidrógeno consumido en el proceso global o aproximadamente $274 \text{ m}^3/\text{m}^3$ de alimentación. No está incluida la pérdida por solución de hidrógeno de aproximadamente $117,5 \text{ m}^3/\text{m}^3$.

TABLE I : Análisis de componentes - Producción de combustible Diesel

<u>Componente</u>	<u>% en peso</u>	<u>% en volumen</u>
Amoniaco	0,15	-
Sulfuro de hidrógeno	2,13	-
Metano	0,27	-
Etano	0,37	-
Propano	1,40	-
Butanos	4,71	7,61
Pentanos-180°C	32,43	41,32
180°C - 340,6°C	61,05	67,73

De la instalación de separación 18 y a través de la conducción 31, se recuperan aproximadamente $7.274,3 \text{ m}^3$ /día de material que hierve por encima de los $340,6^\circ\text{C}$. El material más pesado, después de aumentar su presión hasta

5 aproximadamente $116,7$ atmósferas mediante el uso de la bomba 32, se mezcla con hidrógeno recirculado derivado de la conducción 24 a través de la conducción 25, en una cantidad de $1566,4 \text{ m}^3/\text{m}^3$. La mezcla continúa a través de la conducción 31 hasta el calentador 33 calentado a fuego directo,

10 donde se aumenta la temperatura hasta un nivel tal que la temperatura de entrada en el lecho de catalizador del sistema de reacción de hidrocraqueo 4 sea de aproximadamente $343,3^\circ\text{C}$, y se introduce en él a través de la conducción 34. Los lechos de catalizador 5 y 6 tienen dispuesta en su

15 interior una composición de $5,2\%$ en peso de níquel y $2,3\%$ en peso de molibdeno. El material portador es $75,0\%$ en peso de faujasita de tipo Y, que tiene una relación de sílice/alúmina de $4,5 : 1,0$, dispuesto dentro de una matriz de alúmina. Como el aumento de temperatura máximo permisible

20 es de 28°C , la porción restante de la corriente de recirculación rica en hidrógeno de la conducción 24 se utiliza, en la cantidad de aproximadamente $142,4 \text{ m}^3/\text{m}^3$, como corriente de enfriamiento brusco de los lechos de catalizador intermedios 5 y 6. El efluente de producto hidrocraqueado, a una temperatura de aproximadamente $371,1^\circ\text{C}$, se

25

mezcla con el efluente hidrorrefinado en la conducción 12 y se introduce con él en el condensador 14, como se ha mencionado anteriormente.

5 A modo de ilustración de la flexibilidad del procedimiento ilustrado, se presumirá que las consideraciones del mercado dictan la producción de un combustible para reactores de 165,6°C a 287,8°C, a partir del mismo material de carga de gasóleo. Las condiciones de funcionamiento cambias
10 biadas incluyen una disminución de la presión de funcionamiento hasta 103,1 atmósferas y relaciones de hidrógeno de recirculación y de enfriamiento brusco, que varían ligeramente. Se aumenta la recirculación de hidrógeno al sistema de reacción de hidrocraqueo 4 (conducción 25) hasta aproximadamente 1637,6 m³/m³, y se aumenta la velocidad de enfriamiento brusco (conducción 24) hasta aproximadamente
15 213,6 m³/m³. El consumo de hidrógeno se aumenta ligeramente hasta aproximadamente 2,9% en peso o 314,2 m³/m³. El análisis de componentes de las diversas corrientes recuperadas del procedimiento, se reúnen en la siguiente tabla
20 II:

140979

TABLA II : Análisis de componentes - Producción de combustible para reactores.

<u>Componente</u>	<u>% en peso</u>	<u>% en volumen</u>
Amoníaco	0,15	-
Sulfuro de hidrógeno	2,13	-
Metano	0,29	-
Etano	0,40	-
Propano	1,80	-
Butanos	6,76	10,94
Pentanos-165, 690	41,14	52,86
165, 690-287, 820	50,21	56,87

REIVINDICACIONES

5 12.- Un procedimiento para la obtención de una
fracción hidrocarbonada, que tiene un punto de ebullición
final predeterminado, a partir de un material de carga (1)
que contiene compuestos sulfurados y nitrogenados; y (2)
que tiene un punto de ebullición final por encima de dicho
10 punto de ebullición final predeterminado, el cual procedi-
miento comprende las etapas en secuencia de : (a) hacer
reaccionar dicho material de carga con hidrógeno, en una
primera zona de reacción catalítica, en condiciones selec-
cionadas para convertir compuestos sulfurados y nitrogona-
15 dos en sulfuro de hidrógeno y amoníaco; (b) mezclar el
efluente resultante de la primera zona de reacción con
efluente procedente de una segunda zona de reacción cata-
lítica; (c) separar la mezcla resultante para (i) separar
sulfuro de hidrógeno y amoníaco; (ii) recuperar una fase
20 gaseosa rica en hidrógeno; (iii) recuperar dicha fracción
hidrocarbonada que tiene dicho punto de ebullición final
predeterminado; y (iv) proporcionar una fase líquida que
contiene hidrocarburos que hierven por encima de dicho
punto de ebullición final predeterminado; y (d) hacer
25 reaccionar dicha fase líquida con hidrógeno, en una segun

da zona de reacción catalítica, en condiciones seleccionadas para convertir dicha fase líquida en hidrocarburos de punto de ebullición menor.

5 21.- El procedimiento de la reivindicación 1a, en el cual por lo menos una porción de dicha fase gaseosa rica en hidrógeno se recircula a cada una de dichas primera y segundas zonas de reacción catalíticas.

10 31.- El procedimiento de la reivindicación 1a ó 2a, en el cual dicha primera zona de reacción contiene una composición catalítica de por lo menos un componente de metal del grupo VI-B y por lo menos un componente de metal del grupo de hierro, combinados con un óxido inorgánico refractario.

15 4a.- El procedimiento de cualquiera de las reivindicaciones 1a a 3a, en el cual dicha segunda zona de reacción contiene una composición catalítica de por lo menos un componente de metal del grupo VIII combinado con un óxido metálico refractario.

20 5a.- El procedimiento de la reivindicación 3a, en el cual dicha composición catalítica comprende un componente de molibdeno y un componente de níquel combinados con una composición amorfa de alúmina y sílice.

25 6a.- El procedimiento de la reivindicación 4a, en el cual dicha composición catalítica comprende un componente de metal noble del grupo VIII.

7a.- El procedimiento de la reivindicación 4a, en el cual dicha composición catalítica comprende un componente de níquel y un componente de molibdeno combinados con un aluminosilicato cristalino.

8a.- UN PROCEDIMIENTO PARA LA OBTENCION DE UNA FRACCION HIDROCARBONADA.

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.

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

Madrid, 17.OCT.1979

P.A.

Fernando de Elzaburu
Por Poder. 

