

381104 U.S. 836.404



-3 D18

**Memoria descriptiva**

SECCION	
CLASIFICACION	C10
CLASE	9

para solicitar **PATENTE DE INVENCION** por 20 años

a nombre de **GULF RESEARCH & DEVELOPMENT COMPANY**

entidad / ~~corporacion~~ norteamericana

con domicilio en **Gulf Building, 7th Avenue and Grant Street, Pittsburgh, Pensilvania, Estados Unidos de América**

por: **"PROCEDIMIENTO PARA SOMETER A CRACKING AL MENOS UNA CORRIENTE DE ALIMENTACION DE HIDROCARBURO DE GASOIL DE PESO MOLECULAR RELATIVAMENTE BAJO"  
(Clase Internacional C10g)**



5 Esta Invención se refiere al cracking de una alimentación de hidrocarburo de petróleo para la obtención de gasolina, en presencia de un catalizador de cracking fluido, muy activo, tal como una zeolita de silicato de aluminio, cristalina, o un catalizador de comparable actividad, o selectividad, o ambas cosas.

10 Los catalizadores de cracking de silicatos de aluminio zeolíticos naturales o sintéticos, exhiben una actividad elevada en el cracking de aceites hidrocarbonados, tanto en términos de conversión total de la alimentación, como en términos de selectividad hacia la producción de gasolina. La presente Invención se refiere a un método para mejorar la selectividad hacia la producción de gasolina en procesos de cracking que utilizan un catalizador de cracking, zeolítico, fluidizado, o un catalizador de actividad y/o selectividad comparables.

20 En las operaciones de cracking catalítico fluido, es ventajoso, por lo general, hacer funcionar el reactor de cracking a presiones comprendidas entre 1,4 y 2,1 kilogramos por centímetro cuadrado, manométricos, aproximadamente, y es indeseable, para las presiones del reactor en términos de la operación total, que incluye la regeneración del catalizador y la recuperación de energía de los gases de combustión procedentes del regenerador, el que desciendan apreciablemente por debajo de estos niveles. Por ejemplo, la regeneración del catalizador está influida favorablemente, por lo general, por las temperaturas y las presiones elevadas. Además, en sistemas en que se utilizan los gases de combustión del regenerador, para accionar una turbina para comprimir el aire --

381104



de combustión a suministrar al regenerador, es importan-  
 te mantener una presión elevada en el regenerador, al ob-  
 jeto de obtener un funcionamiento eficaz de la turbina. -  
 Dado que el catalizador agotado debe fluir desde la zona  
 5 del reactor al regenerador, se requiere, en consecuencia,  
 una presión correspondientemente alta en el reactor, al -  
 objeto de impulsar al catalizador hacia el regenerador. -  
 Sin embargo, como se muestra más adelante, las presiones  
 de la alimentación hidrocarbonada del reactor, relativa-  
 10 mente altas, son menos favorables para la selectividad --  
 de gasolina, en la operación de cracking, que las presio-  
 nes relativamente bajas.

De conformidad con la presente Invención se - -  
 presenta un método para mejorar ventajosamente el funcio-  
 namiento de un procedimiento de reacción que emplea un --  
 15 catalizador de cracking, fluidizado, zeolítico o similar,  
 sin disminuir la presión en la zona de reacción o separa-  
 ción del catalizador o recipiente de separación. Se ha -  
 descubierto, según esta Invención, que tiene lugar una --  
 20 ventaja insospechada, cargando un gas diluyente a la entra  
 da de la zona de reacción de cracking, para disminuir la  
 presión parcial del hidrocarburo de carga en la zona de -  
 reacción, sin alterar la presión total del sistema. Cual  
 25 quier diluyente que sea un vapor o que llegue a ser va- -  
 por bajo las condiciones de la zona de reacción, puede --  
 ser empleado. Un gas inerte, tal como el vapor de agua -  
 o el nitrógeno, es un diluyente adecuado. Puede emplear-  
 se una mezcla de gases. Si el diluyente es un hidrocar-  
 buro debe tener, deseablemente, un punto de ebullición --  
 30 inferior a unos 221° C, es decir, debe ser un hidrocarbu-

381104



ro del intervalo de ebullición de la gasolina o más ligero. Si hierve por encima del intervalo de ebullición de la gasolina será, por si misma, una porción de la alimentación de cracking. Puede emplearse metano o etileno de recicló. Se ha encontrado, según esta Invención, que una presión parcial más baja de la alimentación hidrocarbonada a cualquier presión total dada de la zona de reacción, produce el efecto inesperado de aumentar la selectividad hacia la producción de gasolina, a un nivel de conversión dado de alimentación nueva, o, inversamente, de requerir una conversión inferior de la alimentación total, para producir un rendimiento en gasolina dado.

Aunque se ha sabido que el empleo de un diluyente inerte, tal como el vapor de agua, en la zona de alimentación de hidrocarburo tiene ciertos efectos ventajosos en una operación de cracking catalítico fluido, tales como ayudar en la fluidización del catalizador, vaporización de la alimentación líquida, dispersión del catalizador, en la alimentación hidrocarbonada, aumento en la velocidad de reacción, etc, la mejora en la selectividad de cha la gasolina no ha sido apreciada hasta la fecha. Se ha descubierto, posteriormente, según esta Invención, que la mejora de selectividad hacia la gasolina es transitoria y se pierde si el proceso de cracking no se termina oportunamente, como se explica más adelante. Dada su naturaleza transitoria, la mejora de selectividad ha estado enmascarada, efectivamente, hasta la fecha.

Se ha estimado, con anterioridad, que la cantidad de vapor de agua a emplear en un proceso de cracking catalítico fluido no debía ser grande al objeto de evitar

381104



una reducción en el tiempo de permanencia, y, por consi-  
 guiente, una pérdida en la conversión. Sin embargo, con-  
 forme a la presente Invención, la cantidad de vapor de --  
 agua u otro gas inerte debe ser suficiente para producir  
 una reducción significativa en la presión parcial del hi-  
 drocarburo que entra, capaz de ser transformado, por el -  
 cracking, en gasolina. Aunque los incrementos iniciales  
 de reducción de la presión parcial, ejercen un efecto ma-  
 yor sobre la selectividad hacia la gasolina, que los in-  
 crementos finales, cuanto mayor es la cantidad de vapor -  
 u otro gas inerte introducido, respecto a la alimentación  
 de hidrocarburo, mayor será el efecto sobre la selectivi-  
 dad. Por ejemplo, 10 moles por ciento de vapor, basado --  
 en la carga de hidrocarburo, disminuirá la presión par- -  
 cial de la carga de hidrocarburo un 10 por ciento; 15 mo-  
 les por ciento de vapor disminuirán la presión parcial --  
 de la carga de hidrocarburo el 15 por ciento, etc., y - -  
 cuanto mayor sea la reducción en la presión parcial, ma--  
 yor será la mejora de selectividad hacia la gasolina, me-  
 jora que es posible conseguir conforme a esta Invención.

Según la presente Invención se ha descubierto -  
 además, que la mejora de selectividad debida a la presencia  
 de un gas inerte, que no sea por si mismo capaz de ser --  
 transformado, por el cracking, en gasolina, es lo más - -  
 significativa en las primeras etapas de la reacción de --  
 cracking, que es también el periodo en que tiene lugar --  
 la mayor parte del cracking de la alimentación nueva. --  
 En efecto, la curva de producción de vapores de hidrocar-  
 buro obtenidos del cracking partiendo de alimentación - -  
 nueva, con el tiempo es exponencial, teniendo lugar la -

381104



mayor proporción de cracking en el comienzo de la reacción, de manera que los propios vapores obtenidos en el cracking disminuyen rápidamente la presión parcial de la alimentación sin reaccionar. Sin embargo, en el momento en que estos vapores son producidos, la mayoría del cracking ha sido completado. La extensión de cracking de una alimentación hidrocarbonada nueva, con un catalizador de zeolita, es considerablemente mayor en el primer intervalo de 0,1 segundos, en la zona de reacción, que en el segundo intervalo de 0,1 segundos. Similarmente, la extensión del cracking de una carga hidrocarbonada nueva es considerablemente superior en el primer intervalo de 0,2 segundos, en la zona de reacción, que en el segundo intervalo de 0,2 segundos. Por ejemplo, después de que la alimentación de hidrocarburo ha estado en la zona de reacción durante unos 0,1 segundos se ha transformado el 40 por ciento, aproximadamente, y después de unos 0,1 segundos, la conversión aumenta solamente hasta el 70 - 80 por ciento, aproximadamente.

En métodos de control para operaciones de cracking catalítico fluido, según la técnica anterior, se añadía un vapor tal como el vapor de agua, a la entrada de una tubería ascendente, alargada, o zona de reacción para ayudar a la dispersión del catalizador en el hidrocarburo. La cantidad de vapor de agua no era considerada particularmente crítica. El tiempo de permanencia en el reactor (velocidad espacial) se ajustaba entonces para controlar el rendimiento en gasolina en el efluente del reactor. Si los análisis del efluente del reactor indicaban que era necesario un ajuste del tiempo de permanencia



5 el caudal de hidrocarburo era ajustado. Pero ninguna -  
apreciación crítica se asoció al hecho de que este ajus--  
te variaba la proporción de vapor de agua a hidrocarburo  
en la entrada de la zona de reacción. Conforme a la pre--  
10 sente Invención el tiempo de permanencia en la zona de --  
reacción se establece, no solamente determinando la pro--  
porción de carga total, incluyendo tanto el hidrocarburo  
como el vapor, sino también determinando la proporción --  
de vapor de agua a hidrocarburo en la carga, de la manera  
15 descrita más adelante. Se ha descubierto ahora, según --  
esta Invención y se muestra más adelante, que el control -  
de la proporción de vapor de agua a hidrocarburo en la car-  
ga y el control de la proporción de la carga total, in-  
cluyendo tanto vapor de agua como hidrocarburo, son de--  
20 pendientes entre sí y ejercen interdependientemente un --  
efecto crítico sobre el rendimiento en gasolina.

Aunque los silicatos aluminicos zeolíticos son  
catalizadores especialmente útiles para los propósitos --  
de la presente Invención, cualquier catalizador de síli--  
25 ce-alúmina u otro catalizador de cracking que sea sufi--  
cientemente activo y/o selectivo para ser capaz de producir  
un máximo transitorio de producción de gasolina partiendo  
de la alimentación hidrocarbonada nueva capaz de sufrir -  
25 el cracking, hasta gasolina, a tiempos de permanencia de  
cinco segundos o menos, está comprendido dentro de la --  
extensión de esta Invención. El rendimiento máximo de -  
gasolina obtenido a tiempos de permanencia dentro de cin-  
30 co segundos, es transitorio y disminuye rápidamente. --  
Después de un tiempo de permanencia de un segundo, la ma-  
yoría de la alimentación de hidrocarburo nueva es trans--

- 9 JUL



5 formada, y ahy un descenso acusado en el grado de conver-  
sión de la alimentación nueva. Sin embargo, si el hidro-  
carburo continua permanenciendo en contacto con el cata-  
lizador, los productos de la operación de cracking ante-  
rior sufren, a su vez, cracking. Este hecho es denomina-  
do "post-cracking". Dado que existe una mayor abundan-  
cia de sustancia obtenida del cracking que de sustancia -  
sin sufrir el cracking después de un tiempo de permanen-  
cia en la zona de reacción de solo medio a un segundo, --  
10 aproximadamente, o menos, surge rápidamente la situación  
en que puede ocurrir considerablemente un mayor cracking  
de la sustancia obtenida del cracking que de la sustan-  
cia sin sufrir el cracking. Cuando predomina esta situa-  
ción el producto de gasolina deseado, obtenido con eleva-  
da selectividad según la presente Invención, llega a di-  
15 siparse debido al post-cracking, a una velocidad mayor --  
de a la que es producido debido al cracking del resto - -  
de la alimentación sin sufrir cracking, de manera que la  
mejora de selectividad conseguida inicialmente, se pier-  
20 de subsiguientemente en una proporción significativa. --  
Si la oportuna separación de hidrocarburo y catalizador -  
no tiene lugar antes de que ocurra una cantidad signifi-  
cativa de post-cracking, puede quedar totalmente enmasca-  
rada la existencia del efecto de selectividad ventajoso -  
35 anterior. Esta Invención requiere, sustancialmente, una  
separación instantánea del catalizador y del hidrocarbu-  
ro mientras estas sustancias salen de la zona de reacción  
hacia un recipiente de separación.

30 Conforme a la presente Invención una carga hi-  
drocarbonada, líquida, precalentada y una zeolita fluida -



o un catalizador de cracking comparable, se añade a una zona de reacción de cracking junto con un diluyente gaseoso inerte tal como vapor de agua, nitrógeno, metano o etileno de reciclaje, etc. La carga hidrocarbonada líquida se vaporiza sustancialmente de forma instantánea, y la cantidad de diluyente inerte es suficiente para efectuar una disminución sustancial de la presión parcial de la carga hidrocarbonada. La selectividad hacia la producción de gasolina se mejora debido a la presión parcial de hidrocarburo, inferior, en el comienzo del cracking de la alimentación nueva, por la presencia del diluyente. Con objeto de no perder seguidamente la mejora de selectividad, se permite que el hidrocarburo permanezca en presencia del catalizador solo mientras la conversión posterior del hidrocarburo que no ha sufrido cracking produce un aumento significativo en el rendimiento en gasolina. El sistema se controla para que sustancialmente a la vez que la conversión posterior del hidrocarburo que no ha sufrido cracking, no produzca un aumento significativo en el rendimiento en gasolina, o a la vez que cuando sobrevenga alguna disminución en el rendimiento en gasolina, el catalizador y el hidrocarburo sean sustancialmente separados, instantáneamente, uno de otro, para evitar el post-cracking de la gasolina producida, que destruye la mejora de selectividad conseguida inicialmente, debida al efecto de la presión parcial del diluyente. El análisis del producto, para medir la conversión total de la alimentación nueva o rendimiento en gasolina, ayuda a controlar el reactor conforme a esta invención. Estos análisis proporcionan una medida de la selectividad hacia

6-7-70

- 9 - 381104



la gasolina para controlar el reactor. La duración del tiempo de reacción puede ajustarse mediante la regulación del grado de alimentación total, incluyendo hidrocarburo y vapor, cuando está fijada la altura del reactor.

4 Según esta Invención, el reactor se hace funcionar de manera que hay un aumento continuo de gasolina sustancialmente en la longitud total del reactor, unido a una disminución de alimentación nueva, lo que significa que la reacción está terminada en o cerca del tiempo de rendimiento máximo en gasolina. Existe una ausencia sustancial de contramezcla en el reactor ya que esto podría conducir al post-cracking. La contramezcla puede ser ocasionada por una velocidad lineal excesiva que dá lugar a turbulencia, o por la formación de un lecho catalítico denso que induce turbulencia en los vapores que fluyen. 10 El hidrocarburo permanece en el reactor solo hasta que la disminución en el contenido de alimentación nueva no va acompañada por cualquier aumento neto sustancial, adicional, en gasolina. El rendimiento máximo en gasolina vá acompañado de la selectividad máxima hacia la gasolina. 15 20

El tiempo global de contacto entre el hidrocarburo y el catalizador puede ser tan pequeño como unos 0,5 segundos o menos, pero no mayor de unos cinco segundos, y depende de muchas variables en un proceso particular, tales como el intervalo de ebullición de la carga, el catalizador particular, la cantidad de carbono sobre el catalizador regenerado, la actividad catalítica, la temperatura de la zona de reacción, el contenido en compuestos aromáticos polinucleares de la alimentación hidrocarbonada, etc. Algunas de estas variables pueden afec-



tar unas a otras. Por ejemplo, si la carga hidrocarbónica nueva incluye una cantidad considerable de compuestos aromáticos polinucleares, debe permitirse que la reacción tenga lugar durante el tiempo suficiente para romper -- cualquier compuesto mono- o di-aromático, o naftenos, ya que estos compuestos producen rendimientos en gasolina -- relativamente elevados y son los compuestos aromáticos -- que sufren el cracking más fácilmente, pero la reacción -- debe concluirse antes de que tenga lugar un cracking significativo de otros compuestos aromáticos polinucleares, ya que el cracking de estos últimos compuestos ocurre con -- una velocidad más lenta y da como resultado un depósito -- excesivo de carbón sobre el catalizador. Queda claro -- que no puede fijarse la duración de un tiempo de cracking, si no que el tiempo ha de escogerse dentro del intervalo de esta Invención, según sea el sistema en particular. En un sistema un tiempo de residencia que exceda -- ligeramente, de 1,0 segundos puede dar como resultado un post-cracking tan riguroso que la mejora de selectividad podría perderse, mientras que en otro sistema a menos que sea apreciablemente excedido un tiempo de permanencia de 1,0 segundo, puede no haber suficiente cracking del hidrocarburo de carga para hacer económico el proceso. Por lo general, el tiempo de permanencia no excede de 2,5 ó 3 segundos y es raro un tiempo de permanencia de 4 segundos.

5  
10  
15  
20  
25

La referencia a la Figura 1 aclara el significado de la presente Invención. La Figura 1 contiene curvas que relacionan semi-cuantitativamente, la cantidad de

30



carga sin reaccionar y gasolina, como tanto por ciento .  
basado en la alimentación nueva, con el tiempo de permanencia en la zona de reacción. La curva de la carga sin reaccionar, que es característica de la mayoría de las cargas de cracking fluido, muestra que la cantidad de carga sin reaccionar se aproxima, asintóticamente, a un valor algo menor del 20 por ciento de alimentación nueva, dentro de los tiempos de permanencia de esta Invención. Las curvas que indican la cantidad de gasolina producida, muestran que la cantidad de gasolina producida alcanza rápidamente un máximo algo plano que coincide, generalmente, con el tiempo en que el cracking de la carga sin reaccionar es disminuido sustancialmente. El rendimiento en gasolina en el máximo, para una alimentación dada, viene determinado, principalmente, por la temperatura del reactor, en parte por el nivel de carbono sobre el catalizador y en parte por la proporción de catalizador a aceite. Después de alcanzar un máximo, el nivel de gasolina disminuye debido al post-cracking de la gasolina, que predomina sobre la producción de gasolina a partir de la alimentación sin reacción. La parte inferior de los dos curvas de gasolina indicadas en la Figura 1, muestra el nivel de gasolina en la zona de reacción suponiendo que no se introduce, sustancialmente, diluyente inerte alguno, tal como vapor de agua, a la zona de entrada del reactor. La parte superior de las dos curvas de gasolina muestra esquemáticamente el nivel superior de gasolina conseguido añadiendo un diluyente inerte, tal como vapor de agua, a la entrada de la zona de reacción, lo que disminuye la presión parcial de la alimentación

381104



hidrocarbonada e incrementa, por consiguiente, la selecti-  
 vidad hacia la gasolina.

Supongamos que un proceso de cracking fluido --  
 se está llevando a cabo con la adición de vapor y que el  
 5 rendimiento de gasolina está en el punto A, mostrado en -  
 la Figura 1, donde ha tenido lugar un post-cracking sig-  
 nificativo. Al objeto de reducir la extensión del post-  
 cracking, se decide aumentar la velocidad de carga del hi-  
 drocarburo a la zona de reacción, reduciendo, por consi- -  
 10 guiente, el tiempo de permanencia del hidrocarburo. El -  
 tiempo de permanencia se ajusta habitualmente regulando -  
 la velocidad de carga del hidrocarburo, más bien que la -  
 velocidad de carga del vapor de agua, ya que para cual- -  
 15 quier porcentaje dado de aumento o disminución en la velo-  
 cidad de carga del vapor de agua o del hidrocarburo, el -  
 efecto sobre el tiempo de permanencia será mucho mayor --  
 en el caso del ajuste del hidrocarburo, debido a que la -  
 cantidad total de hidrocarburo cargada es mucho mayor que  
 la cantidad total de vapor de agua cargado. Debido al --  
 20 tiempo de permanencia más corto y la reducción simultánea  
 en el post-cracking, se consigue un rendimiento en gaso--  
 lina superior, B. Sin embargo, debido a que la presión -  
 parcial del hidrocarburo en la entrada de la zona de reac-  
 ción ha sido incrementada mediante un aumento en el cau-  
 25 dal de hidrocarburo, el punto B se separa de la curva su-  
 perior de la gasolina, en dirección a la curva inferior -  
 de la gasolina, y queda fuera de la zona cuadrículada - -  
 que denota el intervalo de esta Invención. La zona cua-  
 driculada mostrada en la Figura 1, denota los rendimien--  
 30 tos transitorios elevados de gasolina de esta Invención,-

381104



que pueden obtenerse mediante el empleo de un vapor inerte pero que no podrían obtenerse en ausencia de un vapor inerte. Por otra parte, si la misma disminución en el tiempo de permanencia del hidrocarburo fuera conseguido aumentando tanto el caudal de hidrocarburos como el del vapor en la misma proporción para que la presión parcial de hidrocarburos en la entrada de la zona de reacción permaneciera sin cambio en el nuevo tiempo de permanencia, el nuevo punto de operación podría estar en B', en lugar de en B, lo que está dentro del intervalo de la presente Invención. (Naturalmente, si se consiguiera el mismo caudal total aumentando la proporción de vapor de agua a hidrocarburo el nuevo punto de operación estaría por encima de B', y el área cubierta por la zona cuadrada, de esta Invención, se agrandaría). Ahora, si se incrementa de nuevo la velocidad de carga del hidrocarburo, para reducir adicionalmente el tiempo de permanencia se alcanza el punto C que se separa más de la curva superior de la gasolina en dirección a la curva inferior de la gasolina, que el punto B, debido a que la presión parcial del hidrocarburo se incrementa adicionalmente yendo desde el punto B al punto C. De nuevo, a causa del aumento en la presión parcial de hidrocarburo, el punto C está fuera del intervalo de la Invención. Por otra parte, si se consigue el mismo tiempo de permanencia indicado en el punto C, aumentado el caudal tanto del vapor como del hidrocarburo, mejor que el del hidrocarburo solo, de manera que la presión parcial de hidrocarburo en el nuevo tiempo de permanencia sea la misma que fué en el punto A, se consigue el punto C', que está dentro del intervalo de

5

10

15

20

25

30

381104

esta Invención.

Puede verse en la Figura 1, que los puntos de -  
operación B y C representan niveles de conversión de gaso-  
lina esencialmente semejantes que ocurren a diferentes --  
5 tiempos de permanencia, indicando, aparentemente, que es-  
tos puntos caen cercanos a un máximo plano de rendimiento  
en gasolina. Sin embargo, los puntos B y C caen fuera --  
del intervalo de la presente Invención, mientras que los  
puntos de operación B' y C', que están dentro del inter--  
10 valo de esta Invención, caen a niveles más altos de ren-  
dimiento en gasolina que los puntos B y C, aún cuando --  
los puntos B y B' y los puntos C y C' representan, respec-  
tivamente, los mismos tiempos de permanencia. Comenzan--  
do desde el punto A, se alcanza el punto B' mediante el --  
15 método de disminuir el tiempo de permanencia, mediante --  
cambio tanto en el caudal del vapor como en el caudal de  
hidrocarburos, mientras que comenzando también desde el --  
punto A, se alcanza el punto B mediante el método de cam-  
20 biar el caudal de hidrocarburo solamente, para conseguir --  
el mismo tiempo de permanencia que en el punto B'. Co-  
menzando desde el punto B' se alcanza el punto C' cam-  
biando tanto el caudal del vapor de agua como el del hi-  
drocarburo, para disminuir el tiempo de permanencia, mien-  
25 tras que se alcanza el punto C mediante el método más --  
sencillo de cambiar solamente el caudal de hidrocarburos,  
para conseguir el mismo tiempo de permanencia que en el --  
punto C'. Es evidente que para conseguir la mejora de --  
selectividad hacia la gasolina de la presente Invención,  
el tiempo de permanencia y la distribución de caudales de  
30 vapor de agua y de hidrocarburo para conseguir dicho tiem

381104



po de permanencia, son interdependientes y representan una combinación crítica para los propósitos de control del -- proceso.

5 Aunque el efecto de presión parcial de la inven-  
ción tiende a aumentar la selectividad a gasolina, hay --  
un efecto competitivo en un procedimiento de cracking que  
tiende a oponerse y a enmascarar así el efecto de la pre-  
sión parcial. Este efecto competitivo se origina a causa  
de la deposición de carbono sobre el catalizador, a medi-  
10 da que el catalizador se desplaza por la zona de reac- --  
ción. A medida que la cantidad de carbono sobre el cata-  
lizador aumenta a lo largo de la trayectoria de reacción,  
disminuye la selectividad a gasolina a partir de la ali-  
mentación. Cuanto mayor sea el peso molecular del hidro-  
10 carburo de alimentación, mayor será el efecto competitivo  
del carbono sobre el catalizador, debido a que los compo-  
nentes de mayor peso molecular tienden a contener más --  
compuestos aromáticos polinucleares que producen más co-  
que que otros compuestos, por cracking. De los compues-  
15 tos aromáticos, los compuestos polinucleares no solo se --  
craquean a menor velocidad, sino también tienen una se- --  
lectividad mucho mayor a  $C_2$  y gases más ligeros y coque, --  
mientras que los mono- y diaromáticos, y las cadenas --  
alcohólicas secundarias de los naftenos, tienen no solo  
20 a craquearse a mayor velocidad, sino que también presen- --  
tan mayor selectividad a gasolina. Por tanto, los compo-  
nentes hidrocarbonados más pesados deben ser sometidos a  
un tiempo de permanencia reducido, tal como solo aproxi-  
madamente de 0,5 a 1,5 seg, para limitar su cracking lo --  
25 más posible a cadenas secundarias parafínicas y mono- y --  
diaromáticos en general.

381104

Según la invención, el hidrocarburo de alimentación es fraccionado, y una fracción a someter a cracking, que contiene los componentes de peso molecular relativamente menor (predominantemente parafinas, naftenos y mono- y diaromáticos), es cargada junto con el catalizador a la parte inferior de una zona de reacción alargada, y se permite que experimente un cracking sustancial antes de llegar a la posición de la trayectoria de reacción -- por la que entra una fracción que contiene los componentes de peso molecular relativamente mayor (que contienen más predominantemente los aromáticos polinucleares). -- Tras haber tenido lugar la mayor parte del cracking de -- la fracción de menor peso molecular, la fracción de mayor peso molecular es introducida en el reactor sin catalizador adicional. De esta manera, la mayor parte de la alimentación de hidrocarburo más ligero de craqueada en ausencia de la alimentación de hidrocarburo pesado, y por tanto con catalizador con bajo contenido de carbono. La operación de cracking de la alimentación de menor peso -- molecular es optimizada (máxima selectividad a gasolina) bajo la influencia combinada del efecto de presión parcial reducida por el diluyente inerte, efecto de poco carbono sobre el catalizador, y una operación de cracking algo más severa (es decir, alta proporción entre catalizador y aceite). La alimentación de hidrocarburo pesado -- es sometida luego a un tiempo de residencia mucho más corto que el de la alimentación más ligera. Si se desea, -- se pueden introducir una o más corrientes de alimentación de hidrocarburo relativamente ligero cerca del fondo del reactor, y una o más corrientes de alimentación de hidro-

381104

- 9 JUL



carburo relativamente pesado, derivadas de la misma fuente o de una fuente distinta de la que se deriva la alimentación ligera, pueden ser introducidas relativamente --  
aguas abajo a lo largo de la trayectoria de reacción, es-  
5 tando su posición de introducción tanto más aguas abajo --  
cuanto más pesada (o más polinuclear aromática) es la ali-  
mentación. Una corriente de carga pesada puede constar --  
de material de recirculación, total o parcialmente. En --  
cada posición de introducción de alimentación pesada, el  
10 diámetro del reactor puede aumentar, de manera que la ve-  
locidad a la entrada del reactor y a la salida del reac-  
tor sean aproximadamente iguales. Si se desea, el reac-  
tor puede tener conicidad, para proporcionar diámetros --  
en aumento a lo largo de la trayectoria de reacción, pa-  
15 ra proporcionar una velocidad uniforme en todo él. Se --  
consigue alto grado de control en el reactor variando --  
la cantidad y posición de introducción de la alimentación  
o alimentaciones de hidrocarburo más pesadas, en relación  
a la cantidad y posición de la alimentación o alimentacio-  
20 nes más ligeras, para variar el tiempo de permanencia de  
todo el material que fluye por el reactor. Según la in-  
vención, la posición aguas abajo de introducción de la --  
corriente de alimentación de hidrocarburo de alto peso mo-  
lecular se establece de manera que se recupere del proce-  
25 dimiento un tanto por ciento de rendimiento de gasolina,  
a partir de la alimentación de alto peso molecular, en --  
presencia de la corriente de productos de reacción de ba-  
jo peso molecular (efecto de presión parcial), mayor que  
el que podría recuperarse en ausencia de la corriente de  
30 productos de reacción de bajo peso molecular.

381104



Se muestra más adelante que la división de la alimentación total de hidrocarburo, en fracciones de peso molecular relativamente alto y bajo, según se ha descrito, proporciona una selectividad mejorada a gasolina, en comparación con lo que sucede cuando se carga la alimentación de hidrocarburo con todas sus fracciones por una sola posición en el fondo del reactor. Los datos que se presentan más adelante indican que, cuando se somete a cracking una alimentación de intervalo de ebullición relativamente bajo, una deposición grande de carbono sobre el catalizador (tal como la favorecida por las alimentaciones más pesadas) constituye, respecto a la selectividad a gasolina, un perjuicio mayor que cuando se somete a cracking una alimentación de intervalo de ebullición relativamente alto, aunque es un perjuicio en ambos casos. Por tanto, se consigue neta ventaja, respecto a selectividad a gasolina, permitiendo que la alimentación de bajo peso molecular experimente la mayor parte de su cracking en ausencia de la alimentación pesada, y por tanto con un catalizador que tiene bajo nivel de carbono. Después de esto, cuando la corriente de alimentación pesada es introducida por una posición aguas abajo a lo largo de la trayectoria de reacción, los productos de reacción de la alimentación más ligera sirven para reducir la presión parcial de la corriente de alimentación más pesada, en mayor medida, lo que su vez tiende a contrarrestar la desventaja, en cuanto a selectividad a gasolina, que experimenta la alimentación pesada a causa de ser sometida a cracking en presencia de un catalizador usado y no regenerado, que contiene carbono. Se ve que

381104



efecto del carbono sobre el catalizador, y el efecto de presión de vapor que se origina por emplear una alimentación dividida, como se ha descrito, constituyen efectos interdependientes que cooperan para reforzar la selectividad a gasolina en el procedimiento global.

5

La figura 2 ilustra el método de control de la invención, para un reactor en el que se añade al fondo del reactor una fracción de hidrocarburo de peso molecular relativamente bajo, y se carga en el reactor una fracción de hidrocarburo de peso molecular relativamente alto, por una posición por encima del fondo del reactor, y aguas abajo a lo largo de la trayectoria de reacción, a partir de la posición de entrada de la fracción de bajo peso molecular. En una realización ventajosa, una alimentación con todas sus fracciones es fraccionada para dividirla en dos fracciones, y la fracción de menor peso molecular es cargada el fondo del reactor, mientras que la fracción de mayor peso molecular es cargada por una posición superior en el reactor. Las dos fracciones pueden tener volúmenes iguales o desiguales. Antes de la posición de carga de la fracción de alto peso molecular tiene lugar un cracking sustancial (pero no el óptimo) de la fracción de bajo peso molecular.

10

15

20

25

30

Como se muestra en la figura 2, las líneas de trazos curvas indican el rendimiento de gasolina para tiempos variables de permanencia, para la carga relativamente ligera, indicando la línea de trazos curva inferior el rendimiento de gasolina sin añadir vapor, e indicando la línea de trazos curva superior el rendimiento de gasolina añadiendo vapor. La región cerrada no rayada, por

381104



encima de la línea M de trazos horizontal, indica el rendimiento adicional de gasolina que se puede conseguir debido al uso de un vapor con la carga ligera, a causa de la reducción de la presión parcial de hidrocarburo en la entrada al reactor. La línea vertical X indica el máximo tiempo de permanencia permisible, si este rendimiento adicional de gasolina ha de ser realmente recuperable.

Las líneas de puntos de la figura 2 indican la adición de la fracción de hidrocarburo pesado en una posición del reactor que está tan alta que la alimentación pesada no tiene tiempo de alcanzar un rendimiento máximo de gasolina antes de alcanzar la línea X de tiempo de permanencia.

Las líneas continuas curvas de la figura 2 indican la adición de la fracción de hidrocarburo pesado en una posición del reactor que está por encima del fondo del reactor, pero que está lo suficientemente cerca del fondo para que la carga pesada esté en el reactor durante una duración de tiempo suficientemente larga para conseguir un rendimiento máximo de gasolina. El área cerrada no rayada por encima de la línea N continua horizontal representa el rendimiento adicional de gasolina que se puede conseguir de la carga pesada, a causa de la presencia de los vapores de la corriente de reacción derivada de la carga ligera, que reducen la presión parcial de la alimentación de hidrocarburo pesado en la posición de admisión de dicho hidrocarburo pesado. La línea Y vertical demarca el mínimo tiempo de permanencia permisible si este rendimiento adicional de gasolina, obtenible de

381.104



la carga pesada, hade ser realmente recuperable.

Se ve por la figura 2 que el intervalo de tiempos de permanencia abarcado por las líneas verticales X e Y es el único intervalo en que puede ser realmente recuperado del reactor el rendimiento adicional de gasolina derivado de ambas cargas, ligeras y pesada, a causa de la reducción de la presión de vapor en la zona de alimentación de cada una. Por tanto, la posición indicada por B', que fué discutida antes respecto a la figura 1, está entre las líneas X e Y, y también está por encima de la línea M de trazos horizontal con la que está asociada, de manera que, en esta posición, el rendimiento adicional de gasolina, obtenible de ambas cargas, ligera y pesada, puede ser recuperado del procedimiento. Por otra parte, la posición indicada por C', que también fué discutida antes respecto a la figura 1, está fuera del intervalo establecido por las líneas X e Y, de manera que, aunque el rendimiento adicional de gasolina de la carga ligera es recuperable, el rendimiento adicional de gasolina de la carga pesada no es recuperable. Por tanto, el tiempo de permanencia correspondiente al punto C' de la figura 2 no es adecuado cuando se carga una alimentación dividida, según la presente invención.

Será evidente que solo caen dentro del ámbito de la invención aquellos puntos de rendimiento de gasolina, de la figura 2, comprendidos entre las líneas X e Y, que también están por encima de la línea M o N, de trazos o continua, con la que están asociados. Por ejemplo, aunque la posición B de la figura 2, posición que también fué discutida antes respecto a la figura 1, cae entre - -

381104



las líneas X e Y de tiempos de permanencia, no cae por encima de la línea M de trazos horizontal con la que está asociada, y por tanto está fuera del ámbito de la invención. Por tanto, las posiciones B y C, que caen fuera de los límites de esta invención, según la discusión relativa al sistema de alimentación única de hidrocarburo de la figura 1, quedan fuera de los confines de la invención según el sistema de alimentación doble ilustrado en la figura 2.

5

En cualquier proceso en particular, los valores del rendimiento en gasolina y del tiempo de permanencia, que engloban la ventaja de selectividad hacia la gasolina de la presente Invención, dependen de muchas variables peculiares del proceso en particular. Estas variables incluyen el catalizador particular que se emplea, el nivel de carbono sobre el catalizador regenerado, la actividad y/o la selectividad catalítica, la temperatura, las características refractarias de la alimentación, etc. La extensión de la mejora de selectividad de esta Invención puede ser tan baja como medio por ciento a uno por ciento, o tan alta como tres a cinco por ciento, lo que depende de la relación de vapor diluyente a alimentación hidrocarbonada, a la entrada del reactor y de la dosificación de las cargas y sus lugares de alimentación respectivos. Cuando la gasolina es el producto más económicamente deseable de la operación de cracking, el valor económico de una mejora de selectividad aun del medio al uno por ciento, recuperada realmente como efluente, es considerable en una unidad de reactor comercial que trate 100.000 ó 150.000 barriles por día, de alimentación hidrocarbonada (un barril contiene 159 litros).

10

15

20

25

30

381104



La temperatura de reacción, según esta Inven-  
ción, es de unos 482° C por lo menos. El límite superior  
puede ser de unos 593° C o más. El intervalo de tempera-  
tura preferido es el de 510 a 566° C. La presión total -  
de reacción puede variar ampliamente y puede ser, por - -  
ejemplo, de 0,35 a 3,5 kilogramos por centímetro cuadra--  
do, manométricos, o, preferentemente, de 1,4 a 2,1 kilo--  
gramos por centímetro cuadrado, manométricos. El tiempo  
de permanencia máximo es de 5 segundos, y, para la mayo--  
ría de las cargas, el tiempo de permanencia será de 1,5 -  
ó 2,5 segundos, aproximadamente, o, menos comunmente, de -  
3 ó 4 segundos. Para cargas de peso moleculalar alto que  
son ricas en compuestos aromáticos, podría ser adecuado -  
un tiempo de permanencia de 0,5 a 1,5 segundos, al obje--  
to de romper compuestos mono- y di-aromáticos y naftenos,  
que son los compuestos aromáticos que se rompen más fácil-  
mente y que producen el rendimiento más elevado en gaso--  
lina, pero ha de terminarse la operación antes de que - -  
tenga lugar un cracking apreciable de compuestos poliaro-  
máticos, ya que estas sustancias producen altos rendimien-  
tos de coque y gases de C<sub>2</sub> y más ligeros. La relación --  
longitud a diámetro del reactor puede variar ampliamente,  
pero el reactor debe ser alargado para proporcionar una -  
velocidad lineal alta, tal como de 7,6 a 22,9 metros por  
segundo, y a este fin es adecuada una relación de longi--  
tud a diámetro por encima de 20 ó 25. El reactor puede -  
tener un diámetro uniforme o puede estar provisto de una  
disminución gradual o un aumento, paso a paso, en el diá-  
metro a lo largo del camino de reacción, para mantener una  
velocidad casi constante a lo largo del camino de flujo.-



La cantidad de diluyente puede variar, según sea la proporción deseada de hidrocarburo a diluyente, para propósitos de control. Si el diluyente empleado es vapor de agua, una cantidad típica a cargar puede ser del 10 por ciento en volumen, aproximadamente, que es alrededor del 1 por ciento en peso, basada en la carga hidrocarbonada. Una proporción adecuada, pero no limitativa, de gas diluyente, tal como el vapor o el nitrógeno, a alimentación hidrocarbonada nueva, puede ser de 0,5 a 10 por ciento en peso.

5  
10

Los catalizadores zeolíticos son sustancias catalíticas sumamente adecuadas, conforme a esta Invención. Puede emplearse una mezcla de zeolitas naturales y sintéticas. También es adecuada como catalizador una mezcla de organosilicatos zeolíticos cristalinos con sílice-alúminas amorfas no zeolíticas. Cualquier catalizador que contenga material zeolítico, o, por otra parte, que proporcione un rendimiento máximo en gasolina, transitorio, dentro de un tiempo de permanencia de 5 segundos, es adecuado. El tamaño de partícula del catalizador debe hacerle capaz de fluidización como fase dispersa, en el reactor. Tamaños de partícula de catalizadores fluidos, típicos y no limitativos, son los siguientes:

15  
20

30

Tamaño (micras)	<u>0-20</u>	<u>20-45</u>	<u>45-75</u>	<u>&gt;75</u>
Peso por ciento	0-5	20-30	35-55	20-40

Estos tamaños de partícula son habituales y no son peculiares de esta Invención. Una proporción en peso

30

381104

- 9 JUL



5 adecuada de catalizador a carga oleosa total, es de 4 : 1, aproximadamente, a 12 : 1, ó 15 : 1 ó aún 25:1, aproximadamente, por lo general, ó 6 : 1 a 10 : 1, preferentemente. La alimentación hidrocarbonada nueva se precalienta, generalmente, a una temperatura comprendida entre unos 316° y unos 371° C, pero por lo general no es vaporizada durante el precalentamiento, y el calor adicional requerido para conseguir la deseada temperatura en el reactor se comunica mediante el catalizador regenerador, caliente.

10 La proporción en peso de catalizador a hidrocarburo en la alimentación se varía para efectuar variaciones en la temperatura del reactor. Además, cuanto mayor es la temperatura del catalizador regenerado menos catalizador se requiere para conseguir una temperatura de reacción dada. Por consiguiente, una temperatura alta del catalizador regenerado permite mantener por bajo el nivel de densidad del reactor, muy bajo, y ayudar por tanto a evitar el contramezclado en el reactor. Por lo general, la regeneración del catalizador puede tener lugar a una temperatura elevada, de unos 671° C o de unos 677° C, o más, para disminuir el nivel de carbono sobre el catalizador regenerado desde aproximadamente 0,6 a 1,5, hasta aproximadamente 0,05 a 0,3 por ciento en peso. A las relaciones usuales de catalizador a aceite en la alimentación, la cantidad de catalizador es más que suficiente para conseguir el efecto catalítico deseado y, por tanto, si la temperatura del catalizador es alta, la proporción puede disminuirse con seguridad sin perjudicar a la conversión. Ya que los catalizadores zeolíti-

381104



5           cos son particularmente sensibles al nivel de carbono sobre el catalizador, la regeneración tiene lugar ventajosamente a temperaturas elevadas, al objeto de disminuir el nivel de carbono sobre el catalizador hasta el límite establecido o más bajo. Además, dado que una función primaria del catalizador es la de contribuir al calentamiento del reactor, para cualquier temperatura del reactor deseada, cuanto mayor sea la temperatura de la carga catalítica, menos catalizador se requiere. Cuando más baja sea la proporción de carga catalítica, más baja será la densidad del material en el reactor. Como se ha indicado, las densidades bajas en el reactor ayudan a evitar la contramezcla.

15           La velocidad lineal en el reactor, sin ser tan alta que provoque turbulencia y un contramezclado excesivo, debe ser lo suficientemente alta para que no tenga lugar sustancialmente una acumulación del catalizador en el reactor ya que tal acumulación conduciría, por si misma, a contramezcla. (Por tanto, la relación en peso de catalizador a aceite, en cualquier posición a lo largo de todo el reactor es aproximadamente la misma que la proporción en peso de catalizador a aceite en la carga). Dicho de otra forma, el catalizador y el hidrocarburo en cualquier posición lineal a lo largo del camino de reacción, fluyen ambos concurrentemente a la misma velocidad lineal, aproximadamente, evitando por consiguiente la pérdida significativa de catalizador respecto a hidrocarburo. Una acumulación de catalizador en el reactor, conduce a un lecho denso y a una contramezcla que a su vez aumenta el tiempo de permanencia en el reactor para una par

381106



te al menos de del hidrocarburo de carga e induce post-cracking. El evitar una acumulaci3n de catalizador en el reactor, da como resultado una porporci3n muy baja de catalizador en el reactor, lo que lleva a su vez a una velocidad espacial elevada. Por consiguiente una velocidad espacial de m1s de 100 3 120 partes en peso de hidrocarburo por hora, por parte en peso de catalizador, es sumamente deseable. La velocidad espacial debe no ser inferior a 35 y puede ser tan elevada como 500. Debido a la baja cifra de catalizador y proporci3n baja de carga de catalizador a hidrocarburo, la densidad del material a la entrada del reactor en la zona donde se carga la alimentaci3n de bajo peso molecular, puede ser solamente de unos 16 hasta menos de 80 kilogramos por metro c3bico, aunque estos intervalos no son limitativos. Es deseable una densidad de entrada, en la zona deonde se cargan la alimentaci3n de peso molecular bajo y el catalizador, inferior a 64 3 72,1 kilogramos por metro c3bico, ya que este intervalo de densidad es demasiado bajo para comprender sistemas de lecho denso que inducen la contramezcla. Aunque la conversi3n decrece, con una disminuci3n en la densidad de entrada, a niveles muy bajos, se ha encontrado que la extensi3n del post-cracking es una faceta m1s limitativa que la conversi3n total de la alimentaci3n nueva, a3n a una densidad de entrada de menos de 64 kilogramos por metro c3bico. A la salida del reactor densidad ser1, aproximadamente, la mitad de la densidad a la entrada, debido a que la operaci3n de cracking produce aproximadamente un aumento de cuatro veces en los moles de hidrocarburo. La disminuci3n en la densidad a trav1s

381104



del reactor puede ser una medida de la conversión.

5 Puede emplearse una extensa variedad de cargas oleosas hidrocarbonadas. Una carga adecuada es un gasoil que hierve en el intervalo de 221° a 593° C. Del 5 al -- 20 por ciento de la carga nueva puede hervir por encima -- de este intervalo. Puede cargarse algo de aceite resi- -- dual. Puede emplearse un grado de recicló del 0 al 5 por ciento. Por lo general, el recicló comprenderá aceite de 10 más de 343° C partiendo del producto de la zona de destilación que contiene papilla catalítica. Si no hay arrastre de catalizador, puede omitirse el recicló.

EJEMPLO 1

15 Se llevaron a cabo una serie de ensayos que -- ilustran el efecto que tiene la reducción de la presión -- parcial del hidrocarburo sobre la selectividad hacia ga-- solina desbutanizada y a la producción de productos líqui- 20 dos de más de C<sub>3</sub>. Los ensayos fueron efectuados en un -- reactor alargado y se redujo la presión parcial del hi- -- drocarburo mediante la adición de vapor de agua y nitró-- geno con el hidrocarburo de carga. Las condiciones de -- los diversos ensayos fueron las siguientes:

Análisis de la carga

30	Peso específico: 2API	25,6
	Azufre : Peso por ciento	0,8

381104



Residuo de carbono Rameb.:  
Peso por ciento

0,42 - 9

Destilación en vac.  
(corresp. a 760 mm Hg)

5	°C a	
	10%	304
	30%	367
	50%	408
	70%	453
10	90%	521
	C <sub>A</sub> (tanto por ciento de átomos aromáticos)	0,18

Catalizador

Zeolita (50-60  
2 Horas de Activi-  
dad Kellogg)

15

Condiciones de cracking

	Temperatura: °C	510
20	Tiempo de contacto: segundos	0,1 - 2,0
	Relación catalizador a aceite	6,5 - 9,0
	Reciclo	Ninguno
	Presión total en el tubo as- cendente:	
	Kg/cm <sup>2</sup> man.	1,6 - 2,1
25	Composición del gas en el tu- bo ascendente (entrada)	
	Moles por ciento	
	Hidrocarburo	5-80
	Vapor de agua	5-90
30	Nitrógeno	2-31

381104

- 9 JUL



Los resultados de los ensayos están ilustrados en la Figura 2 en la que el rendimiento en gasolina desbutanizada y el rendimiento total en líquidos de más de  $C_3$ , ambos indicados como tanto por ciento en volumen de alimentación nueva, se ha representado frente a la conversión total a diversas presiones parciales de hidrocarburo en el sistema y a diversos tiempos de permanencia. Los intervalos de presión dados frente a las gráficas, indican la presión parcial en el sistema, de todos los vapores de hidrocarburo, transformados en el cracking y sin transformar, siendo el resto de la presión del reactor debida al nitrógeno y al vapor de agua empleándose ambos, nitrógeno y vapor de agua, en todos los ensayos. Para cada presión parcial, los datos de conversión se indican uno o más para tiempos de permanencia.

Como se indica en la figura 2, a cualquier nivel de conversión dado la selectividad hacia la gasolina así como hacia el líquido total de más de  $C_3$ , aumenta a medida que disminuye la presión parcial del hidrocarburo. Tomando un nivel de conversión del 60 por ciento, a título de ejemplo, cuando la presión parcial de hidrocarburo es de 1,1-1,4 kilogramos por centímetro cuadrado, manométricos, el rendimiento en gasolina es del 47,5 por ciento; cuando la presión parcial de hidrocarburo es de 0,7 - 0,98 kilogramos por centímetro cuadrado, manométricos, el rendimiento en gasolina aumenta hasta casi el 50 por ciento; y cuando la presión parcial de hidrocarburo es de 0,14-0,35 kilogramos por centímetro cuadrado, manométricos, el rendimiento en gasolina aumenta todavía más hasta el 51,5 por ciento, aproximadamente, Ventajosamen-

381104



5 te, una mayor mejora en la selectividad hacia la gasolina, tuvo lugar al reducir la presión parcial de hidrocarburos desde 1,1-1,4 kilogramos por centímetro cuadrado, manométricos hasta 0,7 - 0,98 kilogramos por centímetro cuadrado, manométricos, que la que tuvo lugar al reducir la presión parcial de hidrocarburos desde 0,7 - 0,98 kilogramos por centímetro cuadrado, manométricos hasta el muy bajo nivel de presión parcial de 0,14 - 0,35 kilogramos por centímetro cuadrado, manométricos. Esto muestra que

10 la mejora de selectividad hacia la gasolina de esta Invención, tuvo efecto en un grado muy significativo, en la etapa inicial de reducción de la presión parcial, de los ensayos, y el efecto no fué tan grande, pero todavía fué apreciable, en la segunda etapa de reducción de la

15 presión parcial de los ensayos.

EJEMPLO 2

20 Se efectuaron ensayos para esclarecer la ventaja de un catalizador de sílicato aluminico de zeolita, cristalino, sobre un catalizador de sílice-alúmina amorfor, en un sistema de cracking catalítico fluido. Ambos catalizadores fueron ensayados bajo condiciones de velocidad espacial lo suficientemente bajas para que se forma

25 ra en el reactor un lecho denso. Los resultados están indicados en la Tabla I.

30

381104

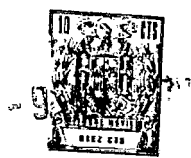


T A B L A 1

Carga

5	Factor de caracterización	12,09	11,95
	Peso específico: 2API	29,7	29,4
	Azufre: Por ciento	0,42	0,36
	Viscosidad, SUS a: 20		
10	54	60,3	--
	66	51,1	--
	99	38,6	37,3
	Residuo de carbono,		
	Ramsb: Por ciento ASTM D524	0,23	0,21
15	Punto de anilina: 20	87	84
	Número de bromo, D1159	2,8	3,0
	Nitrógeno: PPM	710	450
	Punto de fluidez, D97: 20	32	--
20	Metales: PPM		
	Vanadio	0,2	0,4
	Níquel	0,2	0,1
	Destilación en vacío (co- rres. a 760 mm Hg)		
25	Más de 10% a: 20	298	291
	30%	348	328
	50%	396	371
	70%	452	432
	90	526	504
30	95	--	533

381104'



Catalizador

100 por cien de sílice - alúmina amor fa	60 por ciento de zeolita,- 40 por ciento de sílice-alú mina
---	---

5

Actividad Kellogg  
(2 horas)

33,8      50,6

Condiciones de funcionamiento: Reactor

10

Velocidad de alimentación  
nueva : Barriles por --  
día (B/D)

13,571      13.704

Temperatura del lecho del  
reactor: °C

497      502

15

Temperatura del precalen-  
tamiento de la alimenta-  
ción : °C

371      343

Presión en el lecho del -  
reactor: Kgs/cm2. man.

0,805      0,77

Velocidad espacial (Alimen-  
tación total): Peso/Hora/  
peso

3,94      3,07

20

Relación de catalizador a  
aceite (Alimentación to-  
tal): Peso/Peso

12,5      9,8

Reciclo: Tanto por ciento  
en volumen de alimenta-  
ción nueva

74,3      31,4

Carbono sobre el cataliza-  
dor regenerado % en peso

0,4      0,38

25

Conversión: % en volumen -  
de alimentación nueva

75,5      85,5

Condiciones de funcionamiento: Regenerador

30

Temperatura de regeneración



	del lecho: °C	616	630
	Aire de regeneración total : 1000 Kg/Hr	69,7	75,62
5	Kg de coque quemados/Kg. Aire : Peso/peso	0,087	0,083

Rendimientos: % en volumen de Alimentación nueva.

10	Gasolina desbutanizada	47,5	61,0
	Butano-Buteno	21,2	21,6
	i-butano	7,6	10,3
	n-butano	2,1	1,7
	Butenos	11,6	9,6
	Propileno		
15	Propano	4,2	5,7
	Propileno	, 8,5	5,9
	Recuperación líquida total	105,9	108,7
	C <sub>2</sub> y gases más ligeros:		
	% en peso	4,4	2,9
20	Coque: % en peso	7,73	7,8

Verificaciones

	En motor, pura	---	<u>81,3</u>
25	En motor, + 3 cc de PTE	86,1	89,4
	En planta de Investiga- ción, pura	94,0	93,4
	En planta de Investiga- ción, + 3 cc de PTE	100,4	98,3

30

**381104**



5

10

15

20

25

30

Como se muestra en la Tabla 1, el sistema de catalizador zeolítico exhibía una conversión del 85,5 % comparada a solamente el 75,5% para el catalizador amorfo. Además, el sistema de catalizador zeolítico mostró un 61,0 por ciento de rendimiento en gasolina, comparado con solamente el 47,5 por ciento de rendimiento en gasolina obtenidos con el catalizador amorfo. Sin embargo, aun cuando el rendimiento total en hidrocarburos de C<sub>3</sub> y C<sub>4</sub> es aproximadamente el mismo para el catalizador zeolítico y el amorfo, la proporción de estos hidrocarburos de C<sub>3</sub> y C<sub>4</sub> que son oléfinicos, es inferior cuando se utiliza un catalizador de zeolita en estos ensayos. Esto es una desventaja que surge al utilizar un catalizador de zeolita con tiempos de permanencia aumentados, en un lecho catalítico denso, dado que las olefinas de C<sub>3</sub> y C<sub>4</sub> son útiles para la producción de alcohilados que pueden mezclarse con la gasolina obtenida directamente mediante cracking, para mejorar su índice de octano.

EJEMPLO 3

Se llevaron a cabo otros ensayos para aclarar el empleo del mismo tipo de catalizador zeolítico empleado en el Ejemplo 2 para el cracking catalítico fluido, no solo a tiempos de residencia relativamente altos, que implican velocidades espaciales lo bastante bajas para permitir formar en el reactor un lecho catalítico denso, sino también a tiempos de permanencia muy bajos, dentro del intervalo de esta Invención, en que la velo-

381104

5 cidad a través del reactor es lo suficientemente alta para que no tenga lugar formación de lecho dentro del reactor y por consiguiente no haya contramezcla debida a la formación del lecho. Los resultados se indican en la Tabla 2.

T A B L A 2

10	<u>Ensayo</u>	<u>1</u>	<u>2</u>	<u>3</u>	<u>4</u>
	Catalizador	Zeolita	Zeolita	Zeolita	Zeolita
	Formación de lecho catalítico	Si	No	Si	No
15	Temperatura de cracking, °C	510	510	538	538
	Velocidad espacial - (Alimentación total)	19,2	superior a 100	19,3	superior a 100
20	Tiempo de contacto: - segundos	Lecho con tramezcla	0,5	lecho - contramezcla	2,0
	Reciclo: % en volumen	2,4	5,3	Ninguno	Ninguno
	Conversión: % en volumen	72,8	77,1	76,2	80,9
25	Rendimiento: % en volumen de alimentación nueva				
	C <sub>3</sub> Total	9,9	10,4	11,7	11,3
	C <sub>3</sub> +	6,6	6,7	7,5	9,0
	C <sub>4</sub> Total	14,2	16,0	15,8	17,7
30	C <sub>4</sub> +	6,8	7,6	8,0	7,8

381104



	<u>Ensayo</u>	<u>1</u>	<u>2</u>	<u>3</u>	<u>4</u>
5	Gasolina desbutanizada	55,8	60,2	56,2	63,8
	C <sub>5</sub> +	4,8	4,8	5,0	4,3
	C <sub>6</sub> + Gasolina	44,2	47,9	44,8	50,8
	Total líquido de C <sub>3</sub> +	106,8	109,5	107,5	111,9
10	C <sub>2</sub> y más ligero: % en peso	3,6	2,5	4,1	2,1
	Coque: % en peso	5,6	6,0	5,0	4,5
	Octano de la gasolina				
	En motor, pura	79,3	79,6	80,6	79,3
15	En motor, + 3 cc de PTE	85,4	86,2	86,4	86,3
	En planta de Inves- tigación, pura	92,3	92,6	93,5	91,4
	En planta de Inves- tigación, + 3 cc - de PTE	100,2	99,6	99,5	98,7
20					

Una comparación de los Ensayos 1 y 2 de la Ta- -  
bla 2, ambos llevados a cabo a 510° C, muestra el efecto  
perjudicial de prolongar el tiempo de permanencia, cuan- -  
do se emplea un catalizador zeolítico. El tiempo de per- -  
manencia del Ensayo 2 fué solamente de 0,5 segundos y - -  
todavía mostraba un rendimiento más alto en gasolina y --  
un rendimiento inferior en compuestos de C<sub>2</sub> y más lige- -  
ros que el Ensayo 1, en el que el tiempo de permanencia -  
fué considerablemente más largo, debido a una velocidad -



5 espacial inferior ya que surgió contramezcla en el lecho catalítico denso. Una comparación de los Ensayos 1 y 2 muestra que un tiempo de permanencia prolongado da lugar a post-cracking, que disminuye el rendimiento en gasolina y aumenta el rendimiento en productos de zona de ebullición inferior a la de la gasolina.

10 Comparando el Ensayo 3 con el Ensayo 1, involucrando ambos cracking en lecho denso, se ve que elevando la temperatura de cracking desde 510° C hasta 538° C, se obtuvo un aumento significativo en la conversión, pero muy poco aumento en el rendimiento de gasolina desbutanizada y un mayor rendimiento en compuestos de C<sub>2</sub> y más ligeros, mostrando que el alto grado de post-cracking, que tiene lugar en un sistema de reacción de lecho denso, evita un control efectivo del rendimiento en gasolina, mediante el ajuste de la temperatura.

15 Comparando el Ensayo 4 con el Ensayo 2, involucrando ambos cracking sin lecho y tiempos de permanencia muy bajos, dentro del intervalo de esta Invención, se ve que elevando la temperatura de cracking desde 510° C hasta 538° C se obtiene no solamente un aumento significativo en la conversión sino también un aumento igualmente significativo en el rendimiento en gasolina, junto con un rendimiento más bajo tanto de compuestos de C<sub>2</sub> y más ligeros, como de coque, mostrando que la ausencia relativa de post-cracking a los tiempos de permanencia, muy bajos, de esta Invención, permite el control del rendimiento en gasolina mediante la regulación de la temperatura. Se aprecia también, que el Ensayo 4 proporciona buenos rendimientos en olefinas de C<sub>3</sub> y olefinas de -

381104



$C_4$  que son sustancias valiosas para la preparación de gasolina alcoholada.

5 Dado que la Tabla 2 indica que en tiempo de permanencia bajo, el rendimiento en gasolina en sistemas de lecho no denso, puede controlarse eficazmente mediante la regulación de la temperatura, se deduce que una reducción en la temperatura puede ser útil en caso necesario en una instalación en funcionamiento para reducir el rendimiento en gasolina, como se requiera para la carga del fraccionador subsiguiente o para disminuirla producción de olefinas de  $C_3$  ó de olefinas de  $C_4$ . Sin embargo, no importa cual sea la temperatura de trabajo, el rendimiento en gasolina a tal temperatura se incrementa utilizando el método de control de esta Invención.

10

15

#### EJEMPLO 4

20 La Tabla 3 muestra los resultados de cuatro ensayos que incluyen un ensayo basado en el cálculo, que aclara el efecto ventajoso sobre el rendimiento en gasolina, que puede conseguirse por fraccionamiento de una alimentación hidrocarbonada de cracking en una fracción de peso molecular relativamente alto y una fracción de peso molecular relativamente bajo y sometiendo a cracking las fracciones separadamente en presencia de un catalizador zeolítico. El ensayo 1 de la Tabla 3 muestra los resultados obtenidos cuando una alimentación hidrocarbonada de intervalo total es cargada al fondo de un

25

30

381104



solo reactor. El Ensayo 3 muestra los resultados obtenidos cuando la alimentación total se fracciona y el 50 -- por ciento en volumen más ligero, se carga solo al fondo de un reactor único. El ensayo 4 muestra los resultados  
5 obtenidos cuando el 50 por ciento en volumen más pesado, de la alimentación nueva se carga solo al fondo de un -- reactor único. El ensayo 2 muestra los resultados calculados de un proceso integrado en donde una alimentación -- hidrocarbonada total se divide para que el 50 por ciento  
10 en volumen, más ligero, se cargue a un reactor y el 50 -- por ciento en volumen, más pesado, se cargue a otro reactor y los efluentes de los dos reactores se combinan. -- Todos los ensayos fueron hechos a una velocidad lo suficien-- cientemente baja para que se formara un lecho denso de --  
15 catalizador fluido. Todos los ensayos fueron efectuados a la misma presión parcial de hidrocarburo en la entrada del reactor.

20

381104

T A B L A 3

Ensayo 1

Ensayo 2

Ensayo 3

Ensayo 4

Catalizador	Zeolita-lecho	Zeolita-Lecho	Zeolita-Lecho	Zeolita-Lecho
Carga	Intervalo total sin dividir	Dividida, Rendimiento total calculado obtenido de ambas corrientes	Zeolita Ligera, 50 por ciento en volumen solamente de la alimentación de inter- valo total	Pesada, 50 por ciento en volumen, solamente de la alimentación de inter- valo total

Análisis de Laccarga:

Peso específico: API	25,6	25,6	30,5	21,4
Azufre: % en peso	0,8	0,8	0,65	1,00
Residuo de carbón Ramsb: % en peso	0,42	0,42	0,09	0,73

Dest. Vac. (corresp. a 760 mm Hg) 20

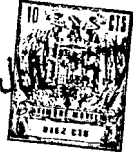
432

271

304

304

a 10% en volumen



**381104**

6-7-70

T A B L A 3 (Continuación)

	<u>Ensayo 1</u>	<u>Ensayo 2</u>	<u>Ensayo 3</u>	<u>Ensayo 4</u>
30	367	367	332	444
50	408	408	348	467
70	453	453	362	494
90	521	521	378	547
$C_A$ - Porcentaje de átomos totales que son áto- mos aromáticos	0,18	0,18	0,17	0,20

Condiciones de funcionamiento:

Temperatura: °C	504	504	504	504
Velocidad Espacial (Alimenta- ción Total) peso/Hr/Peso	6,2	6,2	6,2	6,2

381104



T A B L A 3 (Continuación)

Ensayo 1

Ensayo 2

Ensayo 3

Ensayo 4

Condiciones de funcionamiento  
(continuación):

Relación catalizadora aceite  
(Alimentación total)

7,9

8,0

8,1

8,0

Reciclo de aceite en la papilla: % en volumen de alimentación nueva

5,2

5,0

--

9,9

Carbono sobre el catalizador agotado: % en peso

1,22

1,25

0,93

1,55

Carbono sobre el catalizador regenerado:

% en peso de gasoil:

0,3

0,3

0,3

0,3

% en volumen de alimentación nueva

80,6

82,8

80,7

85,2



381104

6-7-70

T A B L A 3 (Continuación)

Ensayo 1                      Ensayo 2                      Ensayo 3                      Ensayo 4

Rendimientos: % en volumen de alimen-  
tación nueva

Gasolina desbutanizada	58,8	59,8	60,4	59,1
Butano - Buteno	16,3	17,0	16,2	17,7
Isobutano	8,0	8,7	9,1	8,3
n-Butano	2,1	2,2	2,2	2,1
Butenos	6,2	6,2	4,9	7,3
Propano - Propileno	11,0	11,3	10,5	12,1
Propnao	4,7	5,0	4,8	5,2
Propileno	6,3	6,3	5,7	6,9
Gas Oil Cat. ligero	14,2	12,2	19,3	
Aceite decantado	5,2	5,0	—	9,9
Total	105,5	105,3	106,4	103,7
Gas, C2 y más ligeros: % en peso	4,0	4,0	3,5	4,4
Coque: % en peso	8,6	9,0	5,6	12,5
H2S: % en peso	0,2	0,2	0,1	0,2



381104



- 9 JUL

5 Comparando el Ensayo 3 y el Ensayo 1 de la Ta-  
bla 3, se ve que el someter a cracking la carga ligera -  
sola, da por resultado aproximadamente la misma conver-  
sión que se obtuvo con una carga de intervalo total, pe-  
ro a un rendimiento en gasolina significativamente supe-  
rior, lo que indica una mayor selectividad hacia la gaso-  
lina. Además, el nivel promedio de carbono sobre el cata-  
lizador en el Ensayo 3 fué de 0,93 menos 0,3, o sola-  
mente de 0,63 por ciento, mientras que el nivel promedio  
10 de carbono sobre el catalizador en el Ensayo 1 fué de --  
1,22 menos 0,3 ó 0,92 por ciento. De nuevo, el rendi- --  
miento total en compuestos de  $C_2$  y más ligeros más coque,  
en el Ensayo 3 fué solo del 9,1 por ciento, mientras que  
el rendimiento total en compuestos de  $C_2$  y más ligeros -  
15 más coque, en el Ensayo 1 fué del 12,6 por ciento. En -  
todos estos aspectos el cracking de la fracción ligera,  
por si mismo, es superior al cracking de una carga de --  
intervalo total.

20 Resultados opuestos están indicados comparan--  
do el Ensayo 4 con el Ensayo 1, donde se vé que el some-  
ter a cracking la carga pesada sola, da como resultado -  
una conversión mucho más alta que la que se obtuvo con -  
una carga de intervalo total, pero a solamente un rendi-  
miento en gasolina ligeramente mayor, lo que indica una  
25 selectividad hacia la gasolina mucho más baja. Además,-  
el nivel promedio de carbono sobre el catalizador en - -  
el Ensayo 3 fué de 1,55 menos 0,3 ó 1,25 por ciento, - -  
mientras que el nivel promedio de carbono sobre el cata-  
lizador en el Ensayo 1 fué solamente de 0,92 por cien- -  
30 to. De nuevo, el rendimiento total en compuestos de  $C_2$   
y más ligeros más coque, en el Ensayo 3, fué del 16,9 --

5 por ciento, mientras que el rendimiento total en compues-  
tos de  $C_2$  y más ligeros más coque, en el Ensayo 1, fué -  
solamente del 12,6 por ciento. En todos estos aspectos  
el cracking de la fracción pesada por si mismo, es infe-  
rior al cracking de una carga de intervalo total.

10 Ahora, comparando el Ensayo calculado 2 con --  
el Ensayo 1, se aprecia que los efectos combinados de --  
los Ensayos 3 y 4, discutidos antes, dan por resultado --  
un proceso total que es favorable a la selectividad de --  
gasolina, en el que el rendimiento en gasolina aumenta --  
desde el 58,8 al 59,8 por ciento de la alimentación nue-  
va. Por consiguiente, la división de la alimentación --  
nueva, como se describe en este Ensayo, da como resulta-  
do un rendimiento superior en gasolina y puede cooperar  
15 con el efecto de la presión del vapor, antes descrito, --  
a aumentar el rendimiento en gasolina con una alimenta-  
ción hidrocarbonada nueva, dada.

20 Se describe con referencia a la figura 4 un --  
sistema de reactor-regenerador adecuado para efectuar --  
la invención. El cracking tiene lugar con un cataliza--  
dor zeolítico fluidizado, en un tubo 10 reactor alarga--  
do que se denomina elevador. El elevador tiene una re--  
lación entre longitud y diámetro mayor que 20, o mayor --  
que 25. La alimentación de aceite hidrocarbonado a so--  
meter a cracking, de la tubería 2, es fraccionada prime-  
25 ro en una columna 4, a una fracción de peso molecular re-  
lativamente bajo que fluye por la tubería 6, y una frac-  
ción de peso molecular relativamente alto que fluye por  
la tubería, 8. La fracción de peso molecular bajo es --

30

381104



pasada por un precalentador 11, para calentarla a aproximadamente 316° C y cargarla luego al fondo del elevador, por la tubería 14 de entrada. Se introduce vapor de agua en la tubería de entrada de aceite de bajo peso molecular, por la tubería 18. También se introduce vapor de agua independientemente al fondo del elevador, por la tubería 22, para ayudar a arrastrar hacia arriba por el elevador el catalizador regenerado que fluye al fondo del elevador por la tubería 26 de transferencia.

La fracción de hidrocarburo de alto peso molecular es precalentada a una temperatura de aproximadamente 316° C en el precalentador 20, y es introducida por la tubería 24 en la sección superior del elevador, en la zona en que el diámetro del elevador es agrandado. La carga de hidrocarburo de alto peso molecular es introducida en el elevador según un ángulo de aproximadamente 45° hacia arriba, por las tuberías 30 y 32. Se puede introducir vapor de agua en las tuberías de entrada de hidrocarburo de alto peso molecular, por las tuberías 34 y 36. Las tuberías 30 y 32 de hidrocarburo de alto peso molecular representan, cada una, una pluralidad de tuberías similares espaciadas circunferencialmente a la misma altura del elevador. Cualquier hidrocarburo de recirculación puede ser admitido a la sección superior del elevador por una de las tuberías de entrada inclinadas hacia arriba designadas por 38. No se añade catalizador directamente a la sección superior del elevador, sino que todo el catalizador es añadido al fondo del elevador, junto con la alimentación de hidrocarburo de bajo peso molecular. Los tiempos de permanencia de tanto la alimentación de alto peso molecular como la alimentación de

381104



bajo peso molecular pueden ser variados variando las can-  
tidades o posiciones relativas de introducción de las --  
corrientes de alimentación de peso molecular alto y ba--  
jo. Por tanto, la corriente de alimentación de alto pe-  
5 so molecular puede ser introducida por la tubería 30, --  
o alternativamente por las tuberías 30A ó 30B, respecti-  
vamente superior e inferior.

La carga de aceite con todas sus fracciones a  
someter a cracking, en el elevador es un gasoil que tie-  
10 ne un intervalo de ebullición de aproximadamente 221 a -  
593<sup>o</sup> C. Como se ha indicado antes, antes de ser carga--  
do el gasoil es fraccionado en una fracción de bajo peso  
molecular, que es cargada al fondo del elevador, y una -  
fracción de alto peso moleculalr que es cargada a la par-  
15 te superior del elevador. El vapor de agua añadido al -  
elevador asciende a aproximadamente 10 % en peso, basa--  
do en la carga de aceite, pero la cantidad de vapor de -  
agua puede variar mucho. El vapor de agua es añadido --  
con las fracciones de peso molecular tanto bajo como al-  
20 to. El catalizador empleado es un aluminosilicato zeo--  
lítico fluidizado, y solo se añade al fondo del eleva- -  
dor. El intervalo de temperaturas del elevador es apro-  
ximadamente de 482 a 593<sup>o</sup> C, y se controla midiendo la -  
temperatura del producto procedente de los elevadores, -  
25 y ajustando luego la apertura de la válvula 40 mediante  
el controlador 42 de temperatura, que regula el flujo --  
de entrada de catalizador regenerado caliente al fondo -  
del elevador. La temperatura del catalizador del rege--  
nerador es mayor que la temperatura de control en el ele

30

6-7-70

- 49 -

381104



vador, de manera que el catalizador que entra contribuye calor a la reacción de cracking. La presión del elevador es de aproximadamente 0,7 a 2,45 kg/cm<sup>2</sup> manom.. Normalmente se recircula aproximadamente de 0 a 5 % de la carga de aceite al elevador.

El tiempo de permanencia de tanto el hidrocarburo como el catalizador en el elevador es muy pequeño, y está comprendido entre 0,5 y 5 segundos. El hidrocarburo de menor peso molecular está usualmente en el elevador durante aproximadamente 2 segundos, debido a que es introducido en el fondo del elevador, pero el hidrocarburo de mayor peso molecular estará generalmente en el elevador no más de aproximadamente 1 segundo, debido a que es introducido por la parte superior del elevador. La velocidad en todo el elevador es aproximadamente de 10,7 a 16,8 m/seg, y es lo suficientemente alta para que haya poco o ningún deslizamiento entre hidrocarburo y catalizador que fluyen por el elevador. Por tanto, no se permite que se acumule lecho alguno de catalizador dentro del elevador, con lo que la densidad dentro del elevador es muy baja. La densidad dentro del elevador es como máximo aproximadamente 64 kg/m<sup>3</sup> en el fondo del elevador, y disminuye hasta aproximadamente 32 kg/m<sup>3</sup> en la parte superior del elevador. Dado que no se permite que se acumule dentro del elevador ningún lecho denso de catalizador, la velocidad espacial en el elevador es usualmente alta, y estará comprendida entre 100 ó 120 y 600 pesos de hidrocarburo por hora por peso instantáneo de catalizador en el reactor. No se permite que tenga lugar ninguna acumulación significativa de catalizador

381104



dentro del reactor, y las existencias instantáneas de catalizador dentro del elevador se deben a una relación -- en peso entre catalizador y aceite que fluyen comprendida entre aproximadamente 4:1 y 15:1, correspondiendo la proporción en peso a la proporción de alimentación.

5

El hidrocarburo y catalizador que salen de -- la parte superior de cada elevador son llevados a un recipiente 44 de pérdida de contacto. La parte superior -- del elevador está tapada en 46, de manera que la descarga tiene lugar por las ranuras 50 laterales, para que -- la dispersión sea apropiada. En el recipiente de pérdida de contacto tiene lugar una separación instantánea -- entre hidrocarburo y catalizador. El hidrocarburo que -- se separa del catalizador es primordialmente gasolina, -- junto con algunos componentes más pesados y algunos componentes gaseosos más ligeros. El efluente hidrocarburo -- pasa por el sistema 54 de ciclón, para separar los finos de catalizador contenidos en él, y es descargado -- a un fraccionador por la tubería 56. El catalizador -- separado del hidrocarburo en el recipiente 44 de pérdida de contacto cae inmediatamente hasta más abajo de las salidas del elevador, de manera que no hay nivel de catalizador en el recipiente de pérdida de contacto, sino solo en una sección 58 inferior de separación. Se introduce vapor de agua en la sección 58 de separación de catalizador, por el rociador 60, para eliminar cualquier -- hidrocarburo arrastrado en el catalizador.

10

15

20

25

El catalizador que sale del separador 58 pasa por la tubería 62 de transferencia a un regenerador 64. Este catalizador contiene depósitos de carbono que tienden a reducir su actividad de craqueo, y se ha de quemar de la superficie del catalizador tanto carbono como

30



5 sea posible. Esta combustión se efectúa por introducción en el regenerador, por la tubería 66, de aproximadamente la cantidad de aire requerida estequiométricamente para la combustión de los depósitos de carbono. El catalizador del separador entra en la sección inferior del regenerador en dirección radial y descendente, por la tubería 62 de transferencia. El gas de chimenea que sale del lecho de catalizador denso del regenerador 64 fluye por los ciclones 72, donde se separan del gas de chimenea los finos de catalizador, lo que permite que el gas de chimenea salga del regenerador por la tubería 74 y pase por una turbina 76, antes de salir a una caldera de calor de desecho, en la que cualquier monóxido de carbono contenido en el gas de chimenea es quemado a dióxido de carbono, para efectuar la recuperación de calor. La turbina 76 comprime aire atmosférico en el compresor 78 de aire, y este aire es cargado al fondo del regenerador por la tubería 66.

20 La temperatura en todo el lecho de catalizador denso del regenerador es aproximadamente 677° C. La temperatura del gas de chimenea que sale por la parte superior del lecho de catalizador del regenerador puede elevarse, debido a la combustión posterior de monóxido de carbono a dióxido de carbono. Se carga en el regenerador aproximadamente la cantidad estequiométrica de oxígeno, y la razón de ello es minimizar la combustión posterior de monóxido de carbono a dióxido de carbono por encima del lecho de catalizador, para evitar

30

381104



daños al equipo, ya que a la temperatura del gas de chimenea del regenerador tiene lugar algo de combustión -- posterior. Para evitar temperaturas excesivamente altas en el gas de chimenea del regenerador, debidas a combustión posterior, la temperatura del gas de chimenea del regenerador es controlada midiendo la temperatura del gas de chimenea que entra en los ciclones, y purgando luego a la atmósfera algo del aire a presión destinado por lo demás a ser cargado al fondo del regenerador, por la tubería 80 de purga de atmósfera, como respuesta a esta medida. El regenerador reduce el contenido de carbono en el catalizador desde  $1 \pm 0,5 \%$  en peso hasta  $0,2 \%$  en peso, o menos. Si se requiere, se dispone de vapor de agua por la tubería 82 para enfriar el regenerador. Se añade al fondo del regenerador, por la tubería 84, catalizador de nueva aportación. La tolva 86 está dispuesta en el fondo del regenerador para recibir catalizador regenerado, a pasar al fondo del elevador reactor por la tubería 26 de transferencia.

20

Esta solicitud que corresponde a la presentada en los Estados Unidos de América, el 25 de junio de 1.969, bajo el número 836.404, se acoge a los beneficios del artículo 51 del vigente Estatuto sobre Propiedad Industrial.

25

30

381.104



- 30 -

- REIVINDICACIONES -

5

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

15 1.- Procedimiento para someter a crack-  
king al menos una corriente de alimentación de hidro- -  
carburo de gasoil de peso molecular relativamente bajo,  
y al menos una corriente de alimentación de hidrocarbu-  
ro de gas oil de peso molecular relativamente alto, pa-  
ra convertirlas en gasolina en presencia de un catali-  
zador fluido de zeolita de cracking, caracterizado por  
20 cargar la corriente de alimentación de hidrocarburo - -  
de peso molecular relativamente bajo, a dicho procedi-  
miento en una porción relativamente aguas arriba y por  
cargar la corriente de alimentación de hidrocarburo de  
peso molecular relativamente alto, a dicho procedimien-  
25 to a una posición situada relativamente aguas abajo, --  
a lo largo de la trayectoria de reacción, llevar a ca-  
bo dicho procedimiento a una temperatura entre 482º y -  
593º C y en un tiempo de reducia de menos de 5 segun-  
dos, durante el cual el catalizador y el hidrocarburo -

30

381104

6-7-70



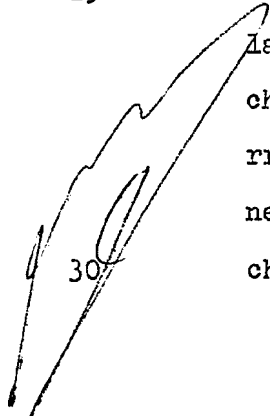
fluyen concurrentemente durante todo el proceso en condiciones tales que se evite la formación de un lecho -- catalizador en la corriente de flujo de reacción, realizado el cracking de dicha corriente de alimentación -- hidrogenada de bajo peso molecular, en presencia de un vapor diluyente añadido que reduce la presión parcial de dicha alimentación hidrogenada de bajo peso molecular y produce un aumento neto del rendimiento de gasolina desbutanizada en dicho proceso, y recuperar -- gasolina desbutanizada desde dicho proceso en una cantidad que incluye dicho aumento neto.

2.- Procedimiento según la reivindicación 1, donde dicha corriente de alimentación de bajo peso molecular y dicha corriente de alimentación de alto peso molecular son fracciones de una corriente hidrocarbonada de gasoil común.

3.- Procedimiento según la reivindicación 1 ó la 2, donde la presión es aproximadamente de 0,35 a 3,5 kg/cm<sup>2</sup> manom.

4.- Procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones 1 a 3, donde la velocidad espacial, basada en todas las corrientes de alimentación, es al menos aproximadamente 100 pesos de alimentación hidrogenada por hora por peso de catalizador.

5.- Procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones 1 a 4, donde el reactor es ensanchado cerca de la posición de introducción de dicha corriente de alimentación de alto peso molecular, de manera que la velocidad lineal antes y después del ensanchamiento esté comprendida entre aproximadamente de --



381104



7,62 a 22,86 m/seg, y la relación entre longitud total y diámetro del reactor es mayor que aproximadamente 20.

5 6.- Procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones 1 a 5, donde la proporción en peso entre catalizador e hidrocarburo de bajo peso molecular está comprendida aproximadamente entre 4:1 y 15:1.

10 7.- Procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones 1 a 6, donde la densidad del material en la entrada de alimentación de bajo peso molecular al reactor es aproximadamente de 16 a 72 kg/m<sup>3</sup>.

15 8.- Procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones 1 a 7, donde dicho vapor diluyente es vapor de agua, y está presente en cantidad de aproximadamente 0,5 a 10 % en peso, basado en dicha alimentación de bajo peso molecular.

20 9.- Procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones 1 a 8, donde dicho catalizador es cargado al procedimiento a una temperatura de al menos aproximadamente 671°C.

25 10.- Procedimiento según una cualquiera de las reivindicaciones 1 a 9, en el que el vapor diluyente es vapor de agua, nitrógeno, metano o etileno.

30 11.- Procedimiento según una cualquiera de las reivindicaciones 1 a 10, en el que la corriente de efluente descarga desde el reactor de cracking, en una dirección lateral.

381104



12.- Procedimiento para someter a cracking al menos una corriente de alimentación de hidrocarburo de gasoil de peso molecular relativamente bajo.

5 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 cincuenta y siete hojas escritas a máquina por una sola cara.

Madrid, 22 de Julio de 1970

P.A.

381104

3 81.174

Fig. 1

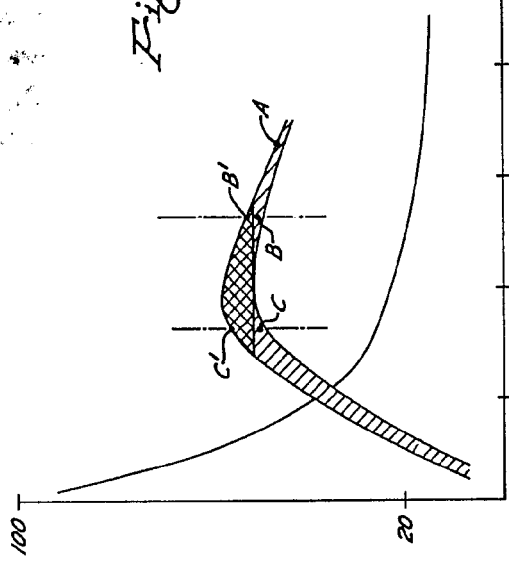


Fig. 1

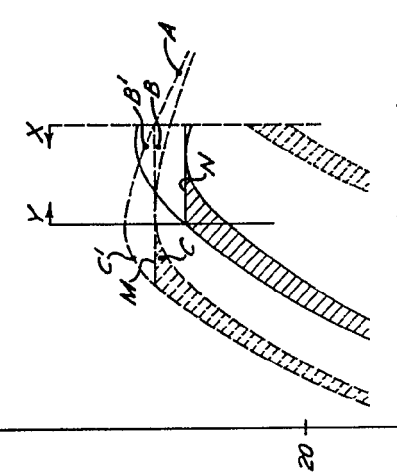
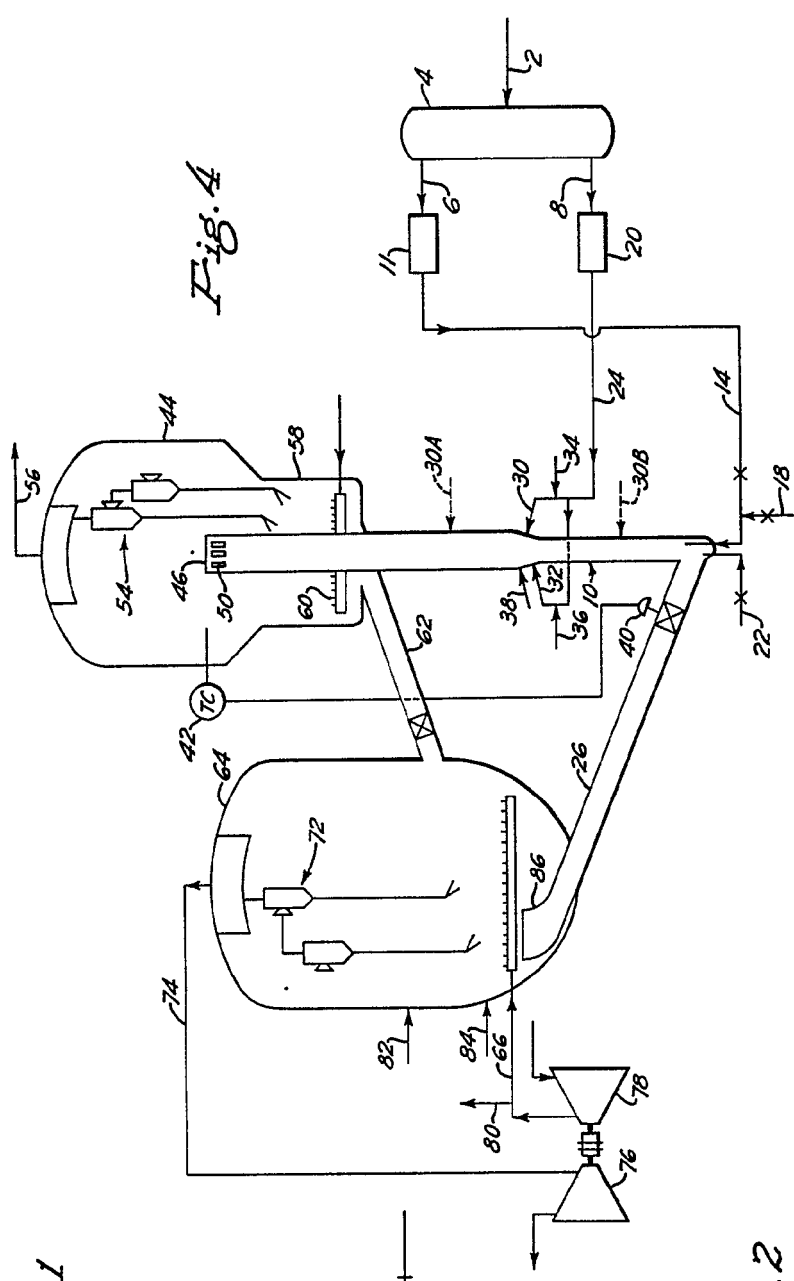


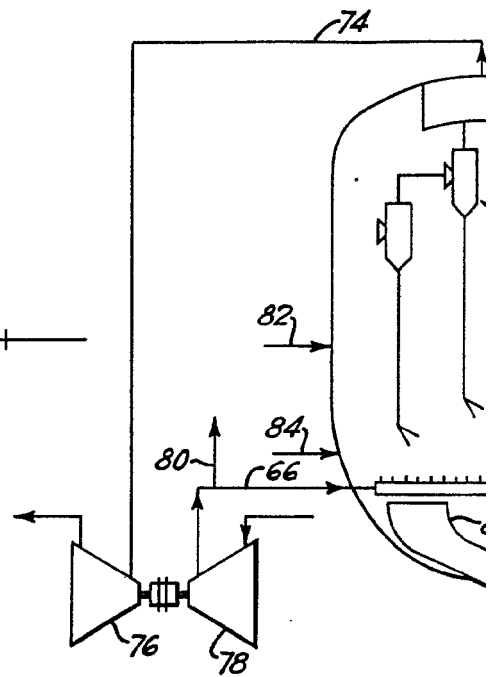
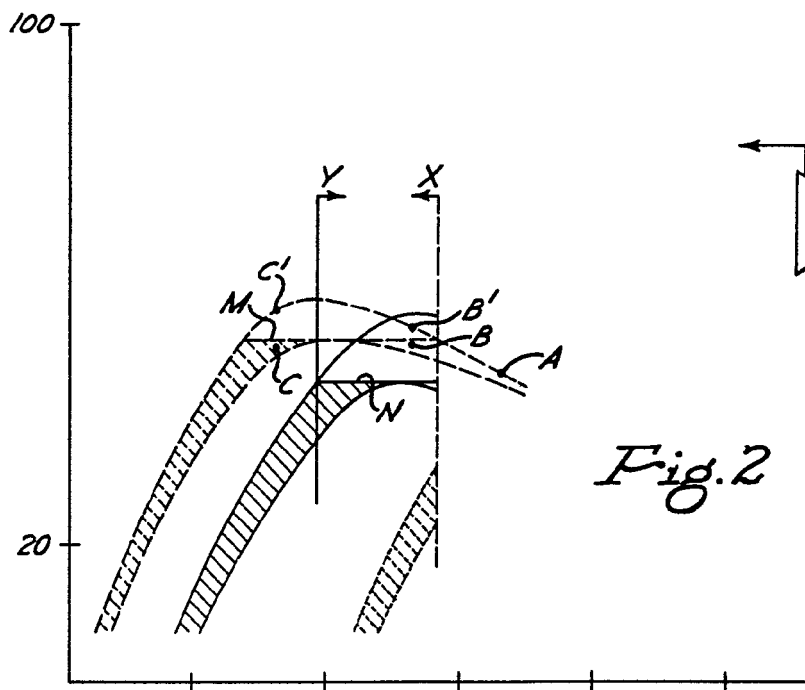
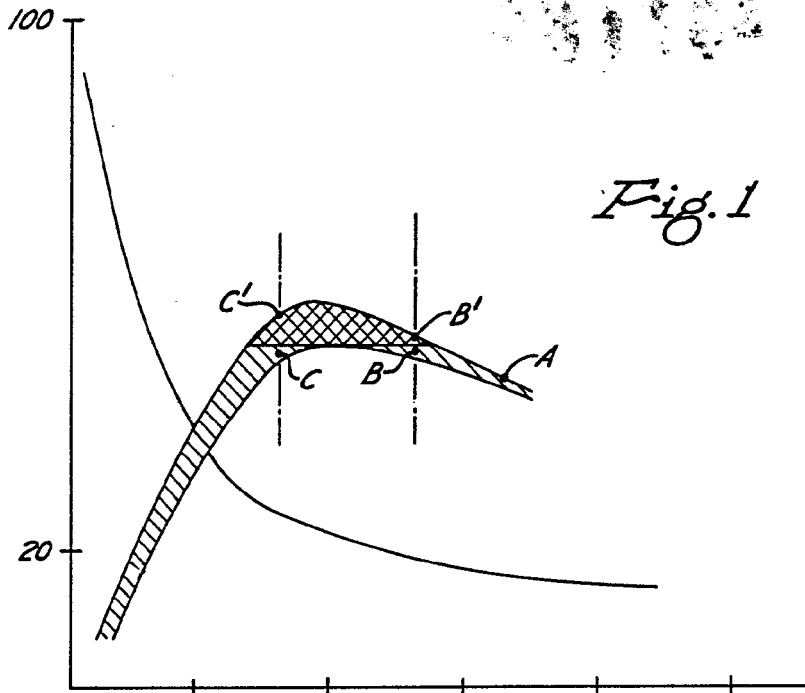
Fig. 2

Fig. 4



Article

3



381,104

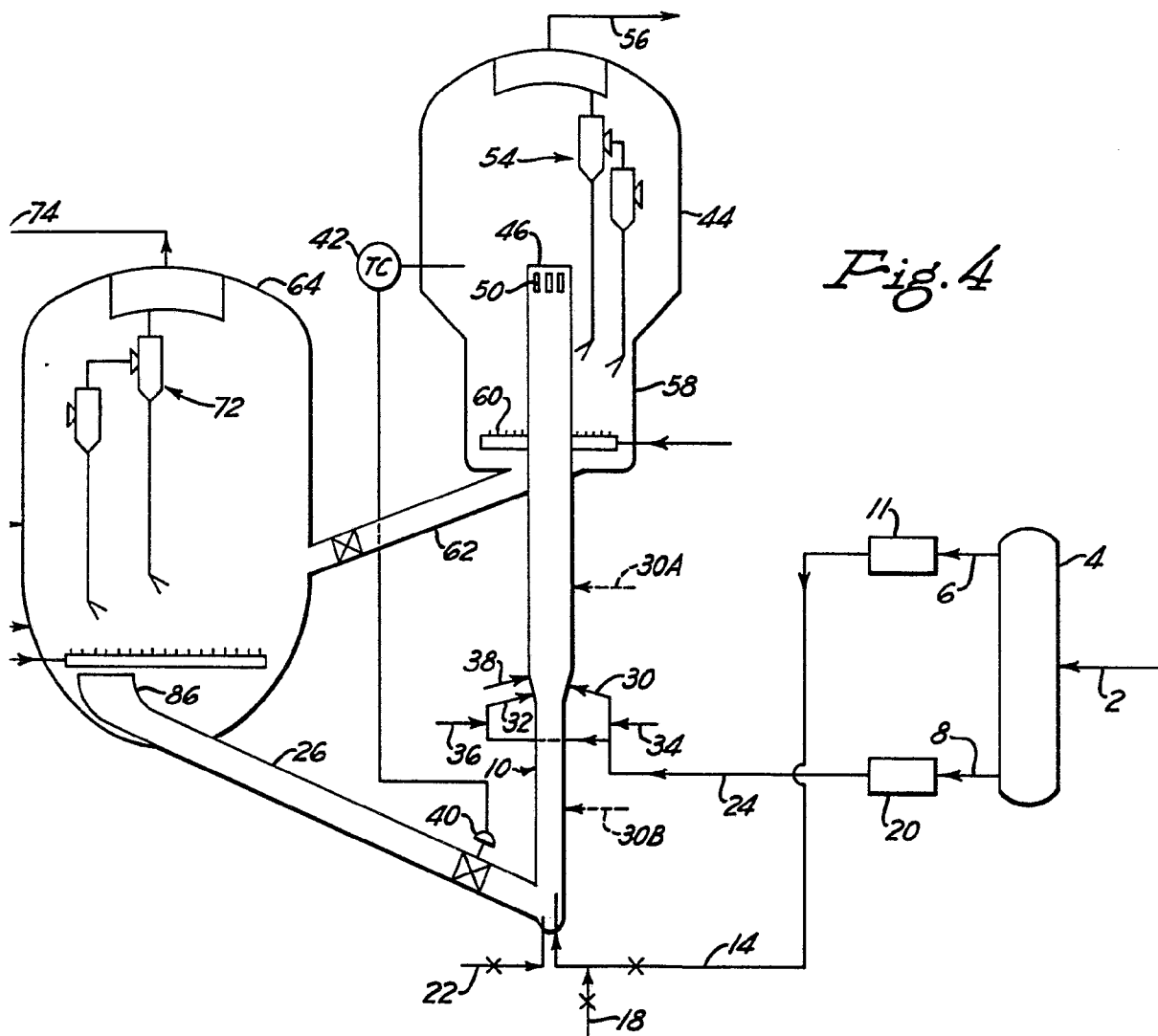


Fig. 4

*Handwritten signature or initials.*

581104

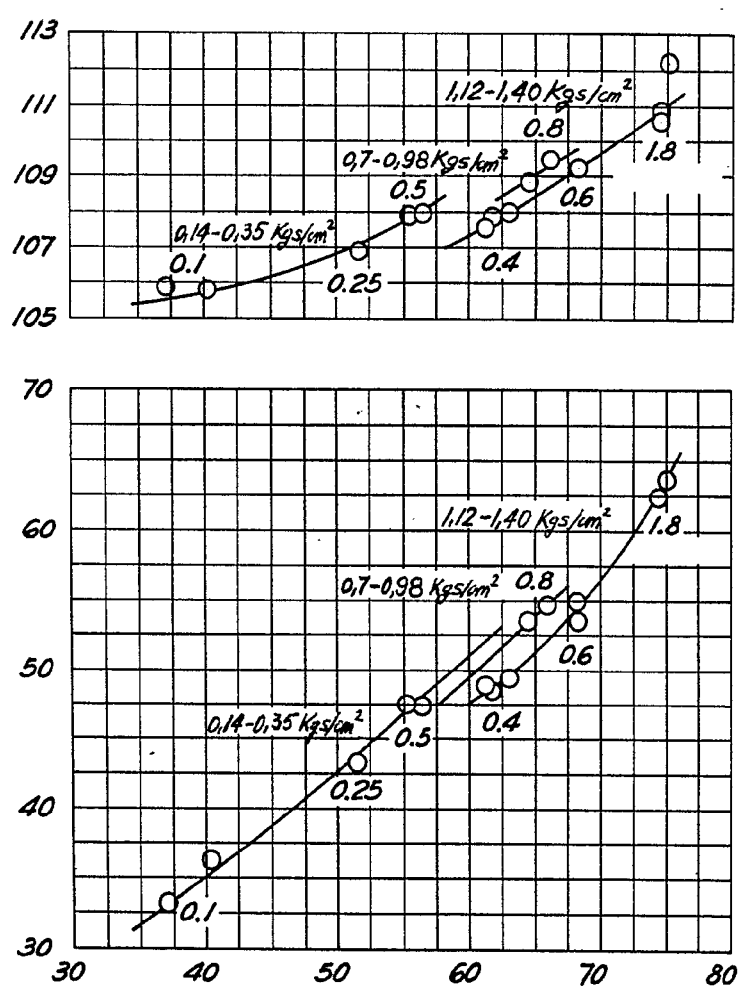


Fig. 3

Alberto de Elgiburu  
Per Poder.