

20 JUL. 1978

ES

NUMERO	466.045
FECHA DE PRESENTACION	16-1-1978

A1



ESPAÑA

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

PATENTE DE INVENCIÓN

50 PRIORIDADES:	52 FECHA	53 PAIS
51 NUMERO		

47 FECHA DE PUBLICIDAD	51 CLASIFICACION INTERNACIONAL C10G	62 PATENTE DE LA QUE ES DIVISIONARIA
------------------------	--	--------------------------------------

64 TITULO DE LA INVENCIÓN "UN PROCEDIMIENTO PARA LA REFORMACION CATALITICA DE UN MATERIAL DE CARGA HIDROCARBONADO"

71 SOLICITANTE (S) UOP INC. (Case 1783)

DOMICILIO DEL SOLICITANTE Ten UOP Plaza, Algonquin & Mt. Prospect Roads, Des Plaines, Illinois, EE.UU.

72 INVENTOR (ES) Arthur Raymond Greenwood
--

73 TITULAD (ES)

74 REPRESENTANTE DON ALBERTO DE ELZABURU MARQUEZ (P.-67.969)
--

jga

POOR
QUALITY

1 La presente invención se refiere a una técnica me
2 jorada para efectuar la conversión catalítica de una corrien
3 te reaccionante hidrocarbonada en un sistema de reacción con
4 etapas múltiples, donde (1) la corriente reaccionante fluye
5 en serie por la pluralidad de zonas de reacción, y (2) las
6 partículas de catalizador se pueden desplazar por cada zona
7 de reacción mediante flujo por gravedad. Más en particular,
8 la técnica de procedimiento descrita es adaptable para uti-
9 lización en sistemas en fase vapor en los que las reacciones
10 de conversión son principalmente productoras de hidrógeno,
11 o endotérmicas, donde las zonas de reacción múltiples están
12 apiladas verticalmente, compartiendo un eje vertical común,
13 y donde las partículas de catalizador fluyen descendentemen-
14 te a través de y desde una zona a la siguiente zona infe-
15 rior, mediante flujo por gravedad.

 Diversos tipos de sistemas de reacción con etapas
 múltiples han hallado extendida utilización en las indus-
 trias del petróleo y petrolquímica para efectuar multitud
 de reacciones, especialmente reacciones de conversión de hi-
20 drocarburo. Tales reacciones son exotérmicas o endotérmicas,
21 y tanto productoras de hidrógeno como consumidoras de hidró-
22 geno. Los sistemas de reacción con etapas múltiples son ge-
23 neralmente de dos tipos: (1) configuración de yuxtaposición,
24 con calentamiento intermedio entre las zonas de reacción,
25 donde la corriente reaccionante o mezcla fluye en serie des-
26 de una zona a otra zona; y (2) un diseño apilado, donde una
27 sola cámara de reacción, o más, contiene las etapas múlti-
28 ples de contacto catalítico. Tales sistemas, según se apli-
29 can a la refinación de petróleo, han sido empleados para
30 efectuar numerosas reacciones de conversión de hidrocarburos,

1 Incluyendo aquellas que prevalecen en la reformatión catalí-
tica, alcoholación, deshidrogenación de etilbenceno para
producir estireno, otros procedimientos de deshidrogenación,
etc. La presente invención está específicamente destinada a
5 ser utilizada en procedimientos de conversión de hidrocarbu-
ro endotérmicos, o productores de hidrógeno, en cuyas zonas
de reacción las partículas de catalizador se pueden despla-
zar mediante flujo por gravedad. Así, se considera que la
técnica abarcada por la presente invención se puede emplear
10 si las zonas de reacción (1) existen en relación de yuxtapo-
sición, y las partículas de catalizador se transportan des-
de la parte inferior de una zona a la parte superior de la
siguiente zona sucesiva, (2) si las zonas de reacción están
apiladas, compartiendo un eje vertical común, y las partícu-
15 las de catalizador fluyen también de una zona a otra median-
te gravedad, y (3) una combinación de ello, donde una o más
zonas están dispuestas en relación de yuxtaposición con las
zonas de reacción apiladas. Por tanto, dado que las partícu-
las de catalizador que se pueden desplazar por un sistema
20 mediante flujo por gravedad se están desplazando necesaria-
mente en dirección descendente, el presente procedimiento
considera la retirada de partículas de catalizador desde una
porción inferior de una zona de reacción, y la introducción
de partículas de catalizador de nueva aportación, o regene-
25 rado, a la porción superior de una segunda zona de reacción.
La presente invención está destinada también a ser aplicada
a aquellos sistemas de reacción en los que el catalizador
está dispuesto como lecho anular, y el flujo de la corrien-
te de reacción, en serie de una zona a otra zona de reacción
es perpendicular, o radial, al movimiento de las partículas

1 de catalizador. Para mayor brevedad, la siguiente discusión
se dirigirá a aquellos sistemas en los que se emplea un le-
cho de partículas de catalizador, que se desplaza descenden-
temente, en la conversión de una corriente reaccionante hi-
5 drocarbonada, estando dispuestas las partículas de cataliza-
dor en forma de lecho anular, por el que la corriente reac-
cionante fluye lateral y radialmente.

Un sistema de reacción con flujo radial consiste
generalmente en secciones de forma tubular, de áreas nomina-
10 les de sección recta variables, dispuestas vertical y coa-
xialmente para formar el recipiente de reacción. En breve,
el sistema comprende una cámara de reacción que contiene una
malla de retención de catalizador, dispuesta coaxialmente,
que tiene un área nominal de sección recta interior menor
15 que dicha cámara, y un tubo central perforado que tiene un
área nominal de sección recta interior menor que la malla
de retención de catalizador. La corriente reaccionante se
introduce en fase vapor en el espacio anular creado entre
la pared interior de la cámara y la superficie exterior de
20 la malla de retención de catalizador. Esta última forma una
zona anular de contención de catalizador con la superficie
exterior del tubo central perforado; el reaccionante en for-
ma de vapor fluye lateral y radialmente a través de la ma-
lla y zona de catalizador, al tubo central, y sale de la cá-
25 mara de reacción. Aunque la configuración de forma tubular
de los diversos componentes del reactor puede adoptar cual-
quier forma adecuada - es decir, triangular, cuadrada, oblon-
ga, en diamante, etc.- muchas consideraciones de diseño,
de fabricación y técnicas indican las ventajas de usar com-
ponentes que tengan una sección recta sustancialmente circu-

1 lar.

En la patente de los EE.UU. nº 3.706.536 se muestra un sistema de reactor apilado, con etapas múltiples.

5 La presente invención abarca un procedimiento en el que el material de carga de alimentación de nueva aportación, en ausencia de hidrógeno añadido o recirculado, entra primero en contacto con aquellas partículas de catalizador que han avanzado hasta el grado más alto de desactivación, respecto a todo el catalizador dentro del sistema con etapas múltiples. Una ventaja beneficiosa primordial radica en la eliminación acompañante del compresor que, de lo contrario, se requiere para recircular la fase vapor rica en hidrógeno, separada del producto normalmente líquido deseado.

10 Así, la invención elimina la recirculación de hidrógeno con compresión, consiguiendo así significativos ahorros en servicios generales y energía.

15 Por tanto, la presente invención se dirige a un procedimiento para la reformación catalítica de un material de carga de hidrocarburo, en un sistema en etapas múltiples en el que (1) las partículas de catalizador fluyen descendentemente, por gravedad, a través de cada zona de reacción de dicho sistema, (2) las partículas de catalizador se transfieren en serie de zona de reacción a zona de reacción de dicho sistema, (3) las partículas de catalizador desactivado se retiran de dicho sistema por el extremo inferior de la última zona de reacción, y (4) las partículas de catalizador de nueva aportación, o regenerado, se introducen en el extremo superior de la primera zona de reacción, el cual procedimiento comprende las etapas en secuencia de: (a) hacer reaccionar dicho material de carga, en ausencia de hi-

1 drógeno añadido, en dicha última zona de reacción, de la
que se retiran de dicho sistema partículas de catalizador
desactivado, bajo condiciones de reformación catalítica; (b)
5 seguir haciendo reaccionar el efluente de dicha última zona
de reacción en dicha primera zona de reacción, por la que
se introducen en dicho sistema partículas de catalizador de
nueva aportación, o regenerado, bajo condiciones de reforma
10 ción catalítica; (c) seguir haciendo reaccionar el efluente
de dicha primera zona de reacción en al menos una zona de
reacción intermedia, bajo condiciones de reformación catalí-
tica; y (d) recuperar un producto reformado catalíticamente,
normalmente líquido, del efluente retirado de dicha zona de
reacción intermedia.

15 En una realización más específica, la presente in-
vención comprende las etapas de: (a) introducir partículas
de catalizador de nueva aportación, o regenerado, en el ex-
tremo superior de una primera zona de reacción, por la que
dichas partículas se pueden desplazar mediante flujo por
20 gravedad, y transferir partículas de catalizador desde el
extremo inferior de dicha primera zona al extremo superior
de una segunda zona de reacción, por la que dichas partícu-
las de catalizador se pueden desplazar mediante flujo por
gravedad; (b) transferir partículas de catalizador desde
25 el extremo inferior de dicha segunda zona, e introducir-
las en el extremo superior de una tercera zona de reacción,
por la que las partículas de catalizador se pueden des-
plazar mediante flujo por gravedad; (c) transferir partí-
culas de catalizador desde el extremo inferior de dicha ter-

1 cera zona, e introducirlas en el extremo superior de una
cuarta zona de reacción, por la que las partículas de cata-
lizador se pueden desplazar mediante flujo por gravedad, y
retirar partículas de catalizador desactivado del extremo
5 inferior de dicha cuarta zona; (d) hacer reaccionar un mate-
rial de carga de hidrocarburo, en ausencia de hidrógeno aña-
dido, en dicha cuarta zona de reacción, bajo condiciones de
reformación catalítica; (e) seguir haciendo reaccionar el
resultante efluente de la cuarta zona, en dicha primera zo-
10 na de reacción, bajo condiciones de reformación catalítica;
(f) seguir haciendo reaccionar el resultante efluente de la
primera zona, en dicha segunda zona de reacción, bajo condi-
ciones de reformación catalítica; (g) seguir haciendo reac-
cionar el resultante efluente de la segunda zona, en dicha
15 tercera zona de reacción, bajo condiciones de reformación
catalítica; y (h) recuperar un producto reformado catalíti-
camente, normalmente líquido, del resultante efluente de la
tercera zona de reacción.

20 En una realización preferida, las cuatro zonas de
reacción de reformación catalítica están dispuestas como pi-
la vertical que tiene un eje vertical común, y las partícu-
las de catalizador se pueden desplazar de una zona de reac-
ción a la siguiente zona de reacción sucesiva, mediante flu-
jo por gravedad. En otra realización, la última zona de reac-
25 ción, en la que se introduce el material de carga de aliment-
tación de nueva aportación, y de la que se retiran del sis-
tema las partículas de catalizador desactivado, contiene la
menor cantidad de partículas de catalizador. Así, por ejem-
plo, cuando el sistema comprende cuatro zonas de reacción,
30 la primera zona contiene deseablemente aproximadamente 10,0%

1 a aproximadamente 20,0% en volumen del catalizador total,
la segunda zona aproximadamente 20,0% a aproximadamente 30,0
%, la tercera zona aproximadamente 40,0% a aproximadamente
5 60,0%, y la última zona de reacción, en la que se introduce
primero el material de carga, aproximadamente 5,0% a aproxi-
madamente 15,0%.

TECNICA ANTERIOR

10 Diversos tipos de procedimientos de conversión de
hidrocarburos han utilizado sistemas de reacción con etapas
múltiples, ya sea en configuración de yuxtaposición, como
pila dispuesta verticalmente, o en una combinación de un sis-
tema apilado en relación de yuxtaposición con una o más zo-
15 nas de reacción separadas. En un sistema "apilado" usual,
las partículas de catalizador fluyen descendentemente de una
zona que contiene catalizador a otra, y finalmente se trans-
fieren a un sistema de regeneración adecuado, que también
funciona preferiblemente con un lecho de partículas de cata-
20 lizador que se desplaza descendentemente. En efecto, las
partículas de catalizador se desplazan de una sección a otra
de tal manera que el flujo de catalizador sea continuo, a
intervalos frecuentes, o a intervalos extensos, estando con-
trolado el movimiento por la cantidad de catalizador retira-
25 da de la última de la serie de zonas de reacción individua-
les.

La patente de los EE.UU. nº 3.470.090 ilustra un
sistema de reacción en yuxtaposición, con etapas múltiples,
con calentamiento intermedio de la corriente reaccionante
que fluye en serie por las zonas de reacción individuales.

1

Un sistema modificado se expone en la patente de los EE.UU. nº 3.839.197, que implica un método de transporte de catalizador entre reactores. La transferencia de catalizador desde la última zona de reacción a la parte superior de la zona de regeneración de catalizador es posible por la técnica ilustrada en la patente de los EE.UU. nº 3.839.196.

5

10

En la patente de los EE.UU. nº 3.647.680 se muestra una configuración de reacción apilada, como sistema con dos etapas que tiene una instalación de regeneración integrada, que recibe aquel catalizador retirado de la zona de reacción de la parte inferior. Unas configuraciones apiladas similares se ilustran en la patente de los EE.UU. nº 3.692.496 y patente de los EE.UU. nº 3.725.249.

15

20

Los detalles generales de un sistema apilado con tres zonas reacción están presentes en la patente de los EE.UU. nº 3.706.536, donde cada zona de reacción sucesiva contiene un volumen mayor de catalizador. La patente de los EE.UU. nº 3.864.240 ilustra la integración de un sistema de reacción que tiene partículas de catalizador que fluyen por gravedad, con un sistema de lecho fijo. El uso de un segundo compresor para permitir el flujo escindido de gas de recirculación rico en hidrógeno está descrito en la patente de los EE.UU. nº 3.516.924.

25

30

La patente de los EE.UU. nº 3.725.248 ilustra un sistema con etapas múltiples, en configuración de yuxtaposición con partículas de catalizador que fluyen por gravedad, que son transportadas desde la parte inferior de una zona de reacción a la parte superior de la siguiente zona de reacción sucesiva, siendo transferidas a instalaciones de regeneración adecuadas aquellas partículas de catalizador que

1 se retiran de la última zona de reacción.

5 El procedimiento de la presente invención es adecuado para uso en sistemas de conversión de hidrocarburo caracterizados por etapas múltiples, y donde las partículas de catalizador se pueden desplazar, mediante flujo por gravedad, en cada zona de reacción. Además, la presente invención está destinada principalmente a ser utilizada en sistemas en los que las reacciones principales son endotérmicas, o productoras de hidrógeno, y se efectúan en operación en fase vapor. Aunque la siguiente discusión está específicamente dirigida hacia la reformación catalítica de fracciones que hierven en el intervalo de la nafta, no se pretende limitar a ello la presente invención. Los catalizadores de reformación típicos tienen forma esférica, y tienen un diámetro nominal comprendido entre aproximadamente 0,79 mm y 15 aproximadamente 4,0 mm. Cuando las cámaras de reacción están apiladas verticalmente, se emplea una pluralidad (generalmente de 6 a 16) de conductos de diámetro relativamente pequeño para transferir las partículas de catalizador de una zona de reacción a la siguiente zona de reacción inferior. Después de retirar las partículas de catalizador de la última zona de reacción, se transportan usualmente a la parte superior de una instalación de regeneración de catalizador, que funciona con una columna descendente de partículas de catalizador; las partículas de catalizador regenerado se transportan a la parte superior de la zona de reacción superior de la pila. En un sistema de conversión que tiene las zonas de reacción individuales en relación de yuxtaposición, se emplean recipientes de transporte de catalizador para transferir las partículas de catalizador desde 20 25 30

1 La parte inferior de una zona a la parte superior de la zona sucesiva, y desde la última zona de reacción a la parte superior de la instalación de regeneración.

5 La reformación catalítica de hidrocarburos que hierven en el intervalo de la nafta, que es una operación en fase vapor, se efectúa usualmente bajo condiciones de conversión que incluyen temperaturas del lecho de catalizador comprendidas entre aproximadamente 371°C y aproximadamente 549°C. Otras condiciones incluyen normalmente una presión de aproximadamente 4,4 a aproximadamente 69,0 atmósferas, una velocidad espacial horaria de líquido (definida como volúmenes de material de carga de nueva aportación por hora, por volumen de partículas totales de catalizador) de aproximadamente 0,2 a aproximadamente 10,0, y, antes de la presente invención, una proporción molar entre hidrógeno e hidrocarburo de aproximadamente 1,0:1,0 a aproximadamente 10,0 : 1,0, respecto a la zona de reacción inicial. Los sistemas de reformación continuos con regeneración ofrecen numerosas ventajas cuando se comparan con los sistemas anteriores en lecho fijo. Entre ellas está la capacidad de un funcionamiento eficaz a presiones menores -p.eje. 4,4 a aproximadamente 11,2 atmósferas - y mayores velocidades espaciales horarias de líquido - p.ej. 3,0:1,0 a aproximadamente 8,0:1,0. Además, como resultado de una regeneración continua de catalizador, se pueden mantener mayores temperaturas consistentes de entrada al lecho de catalizador - p.ej. 510°C a aproximadamente 543°C. También puede haber un correspondiente aumento, tanto de producción de hidrógeno como de pureza de hidrógeno, en la fase vapor recuperada del separador de producto.

1 Reacciones de reformación catalítica incluyen la
deshidrogenación de naftenos a aromáticos, la deshidrocicli-
sación de parafinas a aromáticos, el hidrocraqueo de para-
finas de cadena larga a material normalmente líquido que
5 hierve más bajo, y en cierta medida la isomerización de pa-
rafinas. Estas reacciones se efectúan comúnmente por uso de
uno o más metales nobles del grupo VIII (p.ej. platino, iri-
dio, rodio) combinados con un halógeno (p.ej. cloro y/o
flúor) y un material poroso de soporte, tal como alúmina.
10 Se pueden conseguir resultados más ventajosos por uso con-
junto de un modificador catalítico tal como cobalto, níquel,
galio, germanio, estaño, renio, vanadio, y mezclas de ellos.
En cualquier caso, la capacidad de alcanzar las ventajas res-
pecto a los sistemas comunes en lecho fijo depende mucho de
15 que se consiga un flujo sustancialmente uniforme de catali-
zador, descendientemente por el sistema.

La reformación catalítica utiliza típicamente eta-
pas múltiples, cada una de las cuales contiene una cantidad
diferente de catalizador, expresada generalmente como tanto
20 por ciento en volumen, La corriente reaccionante, hidrógeno
y la alimentación de hidrocarburo, fluye en serie por las
zonas de reacción en el orden de volumen de catalizador en
aumento, con calentamiento entre etapas. En un sistema con
tres zonas de reacción, las cargas de catalizador típicas
25 son: primera, 10,0% a aproximadamente 30,0%; segunda, de
20,0% a aproximadamente 40,0%; y tercera, de aproximadamen-
te 40,0% a aproximadamente 60,0%. Respecto a un sistema con
cuatro zonas de reacción, la carga adecuada de catalizador
sería: primera, 5,0% a aproximadamente 15,0%; segunda, 10,0%
30 a aproximadamente 20,0%; tercera, 20,0% a aproximadamente

1 30,0%; y cuarta, 40,0% a aproximadamente 60,0%. La distribu
ción desigual de catalizador, aumentando en la dirección
del flujo de la corriente reaccionante, facilita y refuerza
la distribución de las reacciones y el calor de reacción glo
5 bal.

Las técnicas de funcionamiento actuales implican se
parar el efluente total de la última zona de reacción en un
llamado separador de alta presión, a una temperatura de apro
ximadamente 15,6°C a aproximadamente 60°C, para proporcionar
10 la corriente de producto normalmente líquido y una fase va
por rica en hidrógeno. Una porción de esta última se combi
na con el material de carga de nueva aportación, como hidró
geno de recirculación, mientras que el resto se expulsa del
procedimiento. Se ha hallado ahora que, en vista de los ac
15 tuales compuestos catalíticos mejorados y regeneración con
tinua de catalizador, como se ilustra en la técnica anterior
antes discutida, se puede efectuar la reformación catalíti
ca sin una corriente de gas de recirculación rico en hidró
geno. Esto permite una reducción significativa del coste de
20 capital inicial de la unidad, al eliminar completamente el
compresor de gas de recirculación. Cuando no se recircula
gas de recirculación rico en hidrógeno, la proporción molar
hidrógeno/hidrocarburo es evidentemente cero a la entrada
del lecho de catalizador del primer reactor. En la reforma
25 ción catalítica, la mayoría de los naftenos se convierten en
aromáticos en el primer reactor; esto produce gran cantidad
de hidrógeno. De hecho, tanto como el 50,0% de la producción
global de hidrógeno de la reformación catalítica radica en
las reacciones efectuadas en el primer reactor. Este rendi
30 miento de hidrógeno proporciona una proporción hidrógeno/hi-

1 hidrocarburo en aumento en el segundo reactor y reactores sub
siguientes. Esto significa que solo el reactor número uno
funciona a proporción hidrógeno/hidrocarburo cero, y solo a
la entrada al mismo. Por tanto, la formación de coque será
5 mayor en este reactor que en cualquiera de los reactores
subsiguientes. Como se ha indicado antes, considerando un
sistema de cuatro reactores, el flujo de reaccionante es,
en serie, 1-2-3-4; en un sistema apilado se considera que
la zona de reacción número uno está en la parte superior.
10 Además, la distribución de catalizador es generalmente desi-
gual, y tal que el volumen de catalizador aumenta de un reac-
tor al siguiente reactor sucesivo; es decir, la zona número
uno contiene la menor cantidad de partículas de catalizador,
mientras que la última, o cuarta zona de reacción, contiene
15 más catalizador que cualquiera de las otras.

La presente invención, según se dirige a un siste-
ma con etapas múltiples en el que las partículas de catali-
zador fluyen descendentemente por gravedad a través de cada
zona de reacción, implica poner inicialmente en contacto el
20 material de carga de alimentación de nueva aportación _ _
con aquellas partículas de catalizador que han alcanzado el
mayor grado de desactivación, y sin recirculación de gas ri-
co en hidrógeno. De acuerdo con ello, el flujo de cataliza-
dor de una zona a otra sería 2-3-4-1, sometiendo a regenera-
25 ción el catalizador procedente de la número uno, e introdu-
ciendo partículas de catalizador regenerado, o de nueva apor-
tación, en la zona de reacción número dos. El flujo de la
corriente reaccionante es 1-2-3-4, de manera que el material
de carga de alimentación de nueva aportación entra inicial-
mente en contacto con partículas de catalizador sobre las

1 que se ha depositado ya aproximadamente 5,0% en peso de coque. En la configuración en que las zonas de reacción están
apiladas, la zona número uno, que contiene la menor cantidad de partículas de catalizador, está situada en la parte
5 inferior de la pila. Además de las ventajas consiguientes a la eliminación del compresor de gas de recirculación, se origina un beneficio principal por una reducción global de la formación de coque.

10 La deposición de coque sobre un catalizador que ya ha sido parcialmente desactivado por coque tiene lugar en magnitud considerablemente menor que sobre las partículas de catalizador recientemente regenerado que entran al sistema por la zona de reacción superior. En vista del hecho de que hay una reducción global de la cantidad de formación de coque, también se reducen el tamaño y los costos de funcionamiento de las instalaciones de regeneración acompañantes. Otra ventaja es que se requiere menor circulación de catalizador, debido a que el catalizador que sale del último reactor puede tener un contenido de coque tan alto como aproximadamente 20,0% en peso, en vez del usual 2,0% a
15 aproximadamente 5,0%. No se requiere gran actividad en este reactor, ya que la reacción principal es la conversión de naftenos a hidrocarburos aromáticos.

25 BREVE DESCRIPCION DEL DIBUJO

La presente invención se puede describir adicionalmente con referencia al dibujo adjunto, que se presenta exclusivamente para fines de ilustración y no está destinado a limitar el ámbito y espíritu de la invención. Por tan-
30
02028

1 to, los elementos misceláneos que no se requieren para una
comprensión completa del concepto de la invención han sido
eliminados, o se ha reducido su número. Tales elementos es-
tán bien dentro de la capacidad del experto en la técnica.
5 La realización ilustrada es un diagrama de procesos esquemá-
tico, simplificado, que muestra un sistema 1 de reformación
catalítica apilado, con cuatro zonas de reacción, que tiene
un calentador 11 de carga y unos calentadores 14, 20 y 17
entre zonas de reacción.

10 El sistema 1 apilado de catalizador que fluye por
gravedad se muestra con cuatro zonas de reacción individua-
les, 2, 3, 4 y 5, que están dimensionadas, tanto respecto a
longitud como a área de catalizador en sección recta, de ma-
nera que la distribución del volumen total de catalizador es
15 15,0%, 25,0%, 50,0% y 10,0%, respectivamente. Las partículas de
catalizador de nueva aportación o regenerado se introducen
en la zona 2 más superior mediante el conducto 6 y lumbrera
7 de entrada, y fluyen por gravedad desde ella a la zona 3
de reacción, desde la zona 3 a la zona 4, de la zona 4 a la
20 zona 5, y finalmente se retiran del sistema por una plurali-
dad de lumbreras 8 de salida y conductos 9. Las partículas
de catalizador así retiradas se pueden transportar a una zo-
na de regeneración continua (que no se ilustra) o se pueden
almacenar hasta que se disponga de una cantidad suficiente
25 para regeneración por tandas. Las partículas de catalizador
en la zona 5 de reacción contienen aproximadamente 10,0% -
20,0% en peso de coque; sin embargo, hay actividad residual
suficiente para efectuar una conversión sustancial de nafte-
nos a aromáticos e hidrógeno. Por tanto, el material de car-
ga que hierve en el intervalo de la nafta, sin hidrógeno re-

1 circulado, se introduce por la tubería 10, tras un inter-
cambio de calor adecuado con una corriente a mayor tempera-
tura, en el calentador 11 de carga, donde la temperatura se
aumenta hasta el nivel deseado. La alimentación calentada
5 emana por el conducto 12, y se introduce por él en la zona
5 de reacción. Aproximadamente 80,0% a aproximadamente 90,0
% de los naftenos se deshidrogenan a aromáticos, con la acom-
pañante producción de hidrógeno.

10 Dado que las reacciones de deshidrogenación efec-
tuadas en la zona 5 de reacción son principalmente endotér-
micas, la temperatura del efluente de ella por la tubería
13 aumentará por uso del calentador 14 entre zonas de reac-
ción. El efluente calentado de la tubería 15 se introduce
luego en la zona 2 de reacción más superior, en la que se
15 introducen partículas de catalizador regenerado, o de nueva
aportación, por el conducto 6 y lumbrera 7 de entrada. El
efluente de la zona 2 de reacción se introduce, por la tube-
ría 16, en el calentador 17 entre zonas de reacción, donde
la temperatura vuelve a ser aumentada; el efluente calenta-
do pasa por el conducto 18 a la zona 3 de reacción. El
20 efluente de la zona 3 de reacción se pasa por el conducto
19 al calentador 20 intermedio, y de él a la zona 4 de reac-
ción, por el conducto 21. El producto efluente se retira de
la zona 4 de reacción por la tubería 22 y, después de su
25 uso como medio de intercambio de calor, se introduce por
ella en el condensador 23, donde se vuelve a disminuir la
temperatura hasta un nivel comprendido entre aproximadamen-
te 15,6°C y 60°C. El material condensado se transfiere me-
diante la tubería 24 al separador 25, donde se efectúa la
separación en una fase normalmente líquida, tubería 26, y

1 una fase vapor rica en hidrógeno, tubería 27.

5 Mediante la presente invención, la reformación catalítica de un material de carga de hidrocarburo se efectúa en un sistema con etapas múltiples, en el que el catalizador fluye descendentemente, por gravedad, a través de cada zona de reacción del sistema, y donde las partículas procedentes de una zona de reacción se introducen en la siguiente zona de reacción sucesiva, y sin recircular porción alguna de la fase vapor, rica en hidrógeno, separada del producto efluente normalmente líquido deseado.

10

15

20

25

30

REIVINDICACIONES

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

1ª.- Procedimiento para reformación catalítica de un material de carga hidrocarbonado en un sistema con múltiples etapas, en el que (1) las partículas de catalizador fluyen descendentemente, por gravedad, a través de cada zona de reacción de dicho sistema, (2) las partículas de catalizador son transferidas en serie de zona de reacción en zona de reacción de dicho sistema, (3) las partículas de catalizador desactivado se retiran de dicho sistema por el extremo inferior de la última zona de reacción, y (4) se introducen partículas de catalizador de nueva aportación, o regenerado, por el extremo superior de la primera zona de reacción, el cual procedimiento comprende las etapas en secuencia de: (a) hacer reaccionar dicho material de carga, en ausencia de hidrógeno añadido, en dicha última zona de reacción de la que se retiran de dicho sistema partículas de catalizador desactivado, bajo condiciones de reformación catalítica; (b) seguir haciendo reaccionar el efluente de dicha última zona de reacción, en dicha primera zona de reacción por la que se introducen en dicho sistema partículas de catalizador de nueva aportación o regenerado, bajo condiciones de reformación catalítica; (c) seguir haciendo reaccionar el efluente de dicha primera zona de reacción, en al menos una zona de reacción intermedia, bajo condiciones de reformación catalítica; y (d) recuperar un producto reformado

1 catalíticamente, normalmente líquido, del efluente retirado
de dicha zona de reacción intermedia.

2^a.- Procedimiento según la reivindicación 1^a, don-
de dicho sistema con etapas múltiples comprende al menos
5 tres zonas de reacción.

3^a.- Procedimiento según la reivindicación 1^a, don-
de las zonas de reacción de dicho sistema están en configu-
ración de yuxtaposición, y las partículas de catalizador se
transportan del extremo inferior de una zona de reacción al
10 extremo superior de la siguiente zona de reacción sucesiva.

4^a.- Procedimiento según la reivindicación 1^a, don-
de las zonas de reacción de dicho sistema están apiladas ver-
ticalmente a lo largo de un eje vertical común, y las parti-
culas de catalizador fluyen por gravedad desde una zona de
15 reacción a la siguiente zona de reacción sucesiva.

5^a.- Procedimiento según la reivindicación 1^a, don-
de dicha última zona de reacción contiene la menor cantidad
de partículas de catalizador.

6^a.- Procedimiento según la reivindicación 1^a, don-
de dicho sistema con etapas múltiples contiene cuatro zonas
20 de reacción.

7^a.- Procedimiento según la reivindicación 6^a, don-
de cuatro zonas de reacción están dispuestas en relación de
yuxtaposición, y las partículas de catalizador son transpor-
25 tadas del extremo inferior de una zona de reacción al extre-
mo superior de la siguiente zona de reacción sucesiva.

8^a.- Procedimiento según la reivindicación 6^a, don-
de cuatro zonas de reacción están apiladas, teniendo un eje
vertical común, y las partículas de catalizador se pueden
30 desplazar de una zona de reacción a la siguiente zona de

1 reacción sucesiva, mediante flujo por gravedad.

5 9ª.- Procedimiento según la reivindicación 6ª, donde la primera zona de reacción contiene aproximadamente 10,0% a aproximadamente 20,0% en volumen del catalizador total, la segunda zona de reacción de aproximadamente 20,0% a aproximadamente 30,0%, la tercera zona de reacción de aproximadamente 40,0% a aproximadamente 60,0%, y la cuarta zona de reacción de aproximadamente 5,0% a aproximadamente 15,0%.

10 10ª.- "UN PROCEDIMIENTO PARA LA REFORMACION CATALITICA DE UN MATERIAL DE CARGA HIDROCARBONADO".

Tal cy como se ha descrito en la Memoria que antecede, representado en los dibujos que se acompañan y para los fines que se han especificado.

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

Madrid, 15.FEB.1978.

P. A.

Alberto de Eizabur
Por Poder,

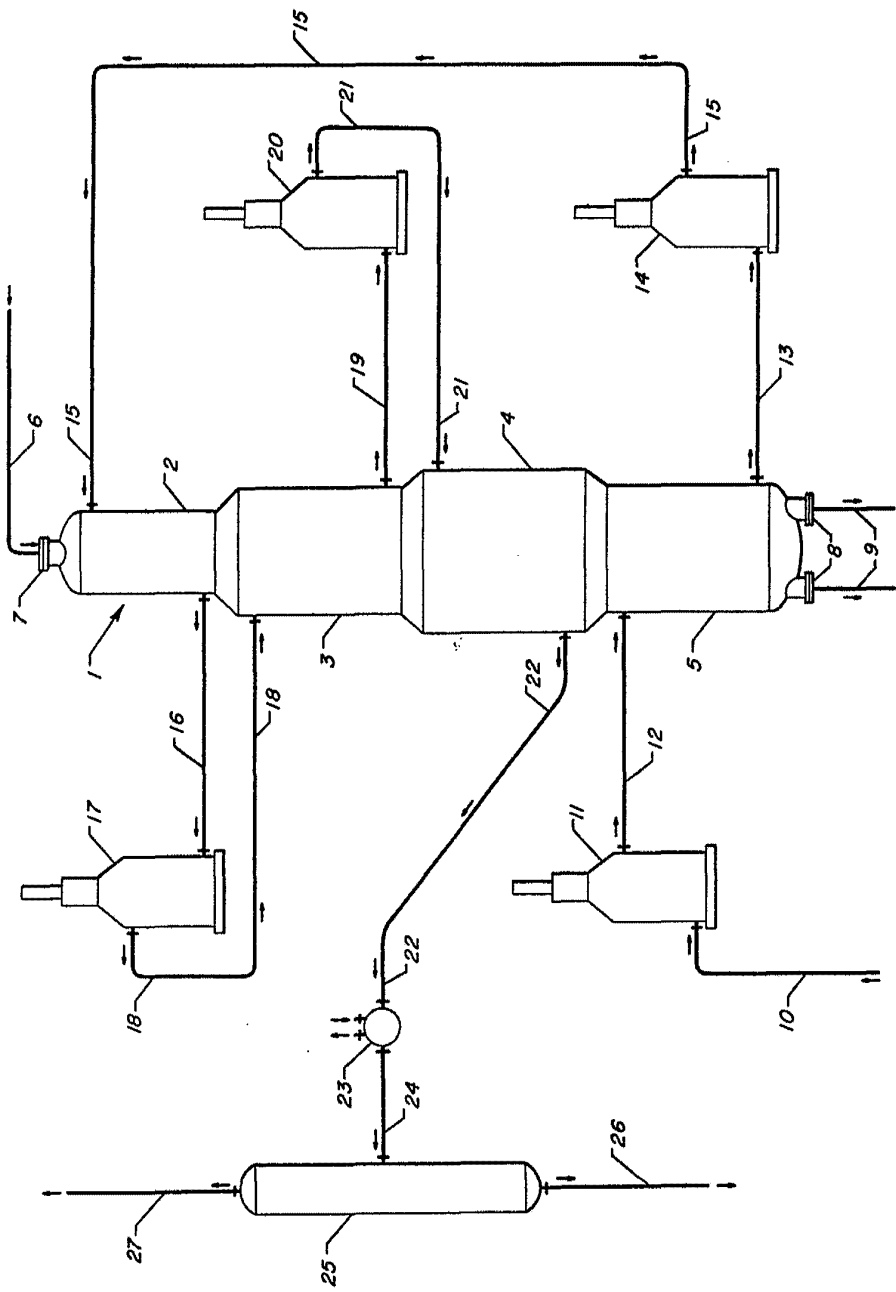


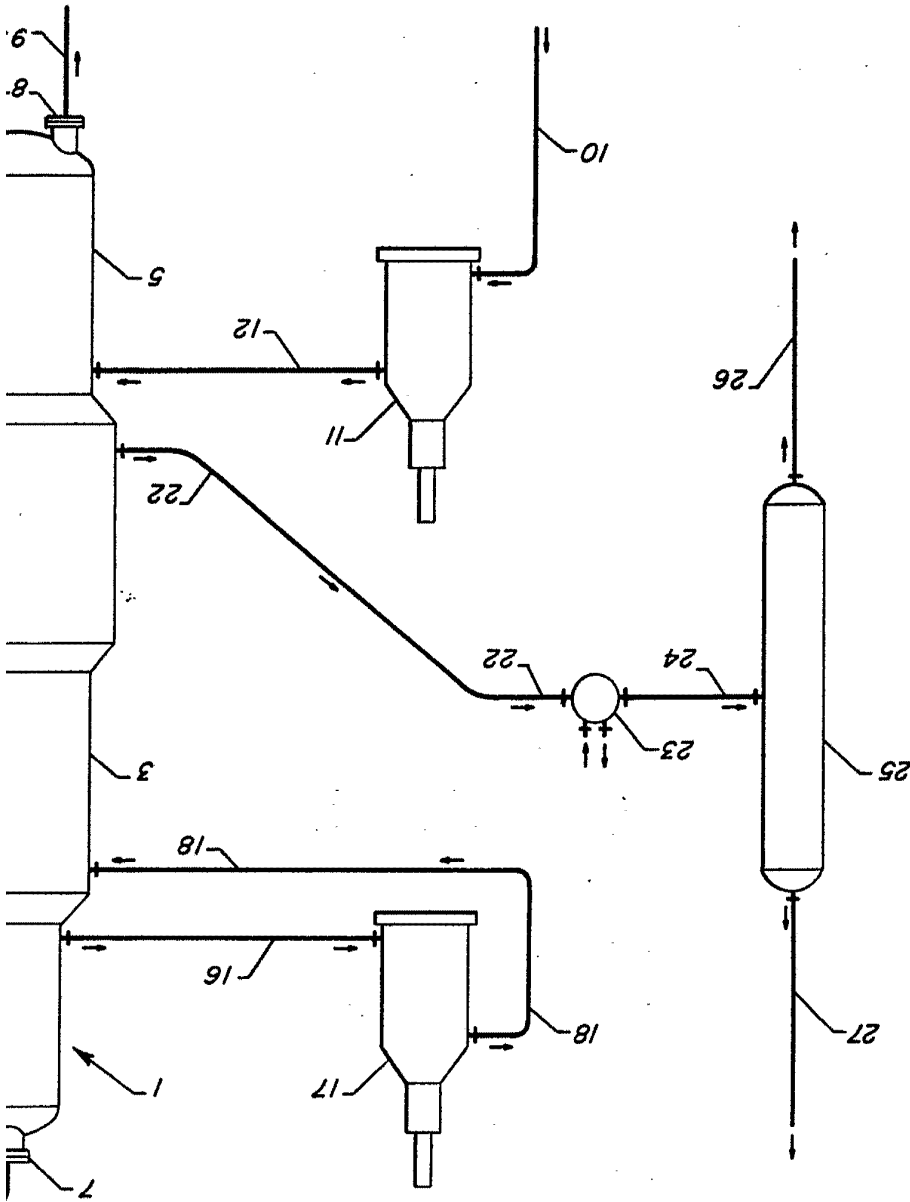
20

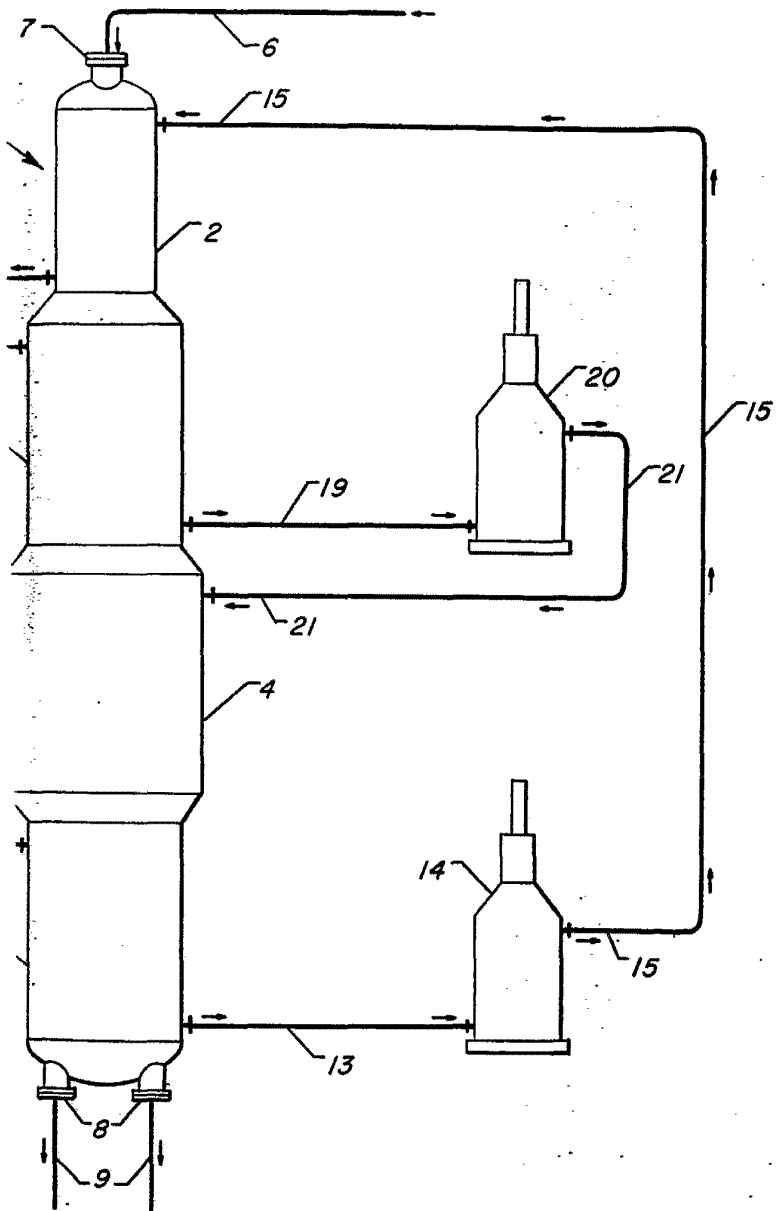
25

02028

LBG.







Alberto de Eizaburu
Por Poder