

MINISTERIO DE INDUSTRIA Y ENERGIA
Registro de la Propiedad Industrial



ESPAÑA

5 DIC. 1978

ES

NUMERO

469.583

A1

FECHA DE PRESENTACION

8 Mayo 1978

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

PATENTE DE INVENCION

50 PRIORIDADES:		
51 NUMERO	52 FECHA	53 PAIS
795.054 795.250	9-5-1977 9-5-1977	EE.UU. "
47 FECHA DE PUBLICIDAD	51 CLASIFICACION INTERNACIONAL	62 PATENTE DE LA QUE ES DIVISIONARIA
	C10G	
54 TITULO DE LA INVENCION		
"METODO DE EFECTUAR LA CONVERSION DE UN MATERIAL DE CARGA HIDRO-CARBONADO EN UN SISTEMA DE CONVERSION CATALITICA DE MULTIPLES ETAPAS"		
71 SOLICITANTE (S)		
UOP INC. (Case 1796)		
DOMICILIO DEL SOLICITANTE		
Ten UOP Plaza, Algonquin & Mt. Prospect Roads, Des Plaines, Illinois, EE.UU.		
72 INVENTOR (ES)		
Kenneth David Peters, Elliot Veinerman y Donald Edward Felch		
73 TITULAR (ES)		
74 REPRESENTANTE		
DON OSCAR DE ELZABURU FERNANDEZ (P.-68.933)		

jga

BAD ORIGINAL

1 La presente invención se refiere a una técnica
mejorada para efectuar la conversión catalítica de una co-
rriente de un reaccionante hidrocarbonado en un sistema de
reacción de múltiples etapas, en donde (i) la corriente de
5 reaccionante fluye en serie a través de la pluralidad de
zonas de reacción, y (ii) las partículas de catalizador se
mueven a través de cada zona de reacción mediante flujo
por gravedad. Más particularmente, la técnica del procedi-
miento descrito es adaptable a la utilización en sistemas
10 en fase vapor en que las reacciones de conversión son prin-
cipalmente endotérmicas, y donde el flujo de la corriente
de reaccionante hidrocarbonado, con respecto a la direc-
ción descendente del movimiento de las partículas de cata-
lizador, es en el mismo sentido y esencialmente radial.

15 Diversos tipos de sistemas de reacción de varias
etapas han encontrado una utilización amplia en las indus-
trias del petróleo y petroquímica para efectuar numerosas
reacciones, en especial reacciones de conversión de hidro-
carburos. Tales reacciones son o exotérmicas o endotérmi-
cas e incluyen tanto procedimientos que producen hidrógeno
20 como que consumen hidrógeno. Los sistemas de reacción de
múltiples etapas por lo general toman una de estas dos for-
mas: (1) configuración lado a lado con calentamiento inter-
medio entre las zonas de reacción, y en donde la corriente
de reaccionantes o mezcla fluye en serie de una zona a
25 otra zona; y (2) un diseño apilado en donde una única cáma-
ra de reacción, o más, contiene las múltiples etapas de
contacto catalítico. Tales sistemas de reactores, tal como
se aplican al refinado del petróleo, han sido empleados para
30 efectuar numerosas reacciones de conversión de hidrocarbu-

1 ros incluyendo aquellas que prevalecen en la reformación
catalítica, alcoholación, deshidrogenación de etilbenceno
para producir estireno, y otros procedimientos de deshidro-
5 genación. La presente invención está destinada específica-
mente para utilizar en aquellos procedimientos en que las
reacciones de conversión se efectúan en fase vapor, las
partículas de catalizador se mueven mediante flujo por gra-
vedad, donde el sistema de reacción existe en relación la-
do a lado, donde dos o más zonas de contacto catalíticas
10 están "apiladas", o donde una o más zonas de reacción adi-
cionales están dispuestas en relación lado a lado con la
pila.

Dado que las partículas de catalizador que son
móviles a través de un sistema de reacción mediante flujo
15 por gravedad, se mueven necesariamente en dirección des-
cendente, la presente técnica contempla la retirada de par-
tículas de catalizador desde una porción de fondo de una
zona de reacción y la introducción de partículas de cata-
lizador nuevas o regeneradas a la porción superior de una
20 segunda zona de reacción. La presente técnica está desti-
nada también a ser aplicada a aquellos sistemas de reac-
ción en que el catalizador está dispuesto en forma de un
lecho anular y el flujo de la corriente de reaccionantes,
en serie de una zona a otra zona de reacción, es perpendi-
25 cular o radial respecto al movimiento de las partículas
de catalizador. En interés de la brevedad, el análisis si-
guiente estará dirigido hacia aquellos sistemas en que se
emplea un lecho de partículas de catalizador que se mueven
en dirección descendente para la conversión de una corrien-
30 te de reactivo hidrocarbonado, estando dispuestas las par-

1 tículas de catalizador en forma de un lecho anular a través del cual la corriente de reactivo fluye lateral y radialmente.

5 Un sistema de reacción de flujo radial consta por lo general de secciones de forma tubular, que tienen áreas en corte transversal nominales variables, dispuestas vertical y coaxialmente formando el recipiente de reacción. Brevemente, el sistema comprende una cámara de reacción que contiene un tamiz que retiene el catalizador dispuesto coaxialmente, que tiene un área en corte transversal interna, nominal, inferior al de dicha cámara, y una tubería central perforada que tiene un área en corte transversal interna, nominal, que es menor que el tamiz que retiene el catalizador. La corriente de reaccionantes se introduce, en fase vapor, en el espacio de forma anular creado entre la pared interior de la cámara y la superficie exterior de un tamiz que retiene el catalizador. Este último forma una zona anular que contiene el catalizador con la superficie exterior de la tubería central perforada; el reaccionante en fase vapor fluye lateral y radialmente a través del tamiz y la zona de catalizador a la tubería central y fuera de la cámara de reacción. Aun cuando la configuración de forma tubular de los diversos componentes reactivos puede tomar cualquier forma adecuada, por ejemplo, 15 triangular, cuadrada, oblonga, romboidal, etc, muchas consideraciones de diseño, fabricación y técnicas dictan las ventajas de usar componentes que tienen una sección en corte transversal, sustancialmente circular.

20 Un sistema de reactores apilado, de múltiples etapas, al que es particularmente adaptable la presente in

1 vención, es el mostrado en la Patente de Estados Unidos
Nº 3.706.536, La transferencia de las partículas de cata-
lizador que fluyen por gravedad, desde una zona de reac-
ción a otra, así como también la introducción de partícu-
5 las de catalizador nuevo y la retirada de partículas de
catalizador usado, se efectúa mediante la utilización de
una pluralidad de conductos de transferencia de cataliza-
dor. La experiencia en el uso de tales sistemas, así como
también aquellos en que las zonas de reacción están dispues-
10 tos en relación lado a lado, indica que el alto flujo de
vapor a través de las secciones de forma anular que con-
tienen el catalizador, da como resultado partículas de ca-
talizador que son incapaces de moverse en las proximidades
de la tubería central perforada, creando con ello zonas de
15 catalizador estancado, en donde se evita que las partícu-
las de catalizador asuman el esquema de flujo por gravedad.

Por consiguiente, la presente invención compren-
de en un sistema de conversión catalítica de múltiples eta-
pas, en donde (1) un material de carga hidrocarbonado ca-
20 lentado e hidrógeno fluyen en serie a través de una plura-
lidad de zonas de reacción catalítica; (2) el efluente pro-
ducto de reacción, de cada zona se calienta antes de la in-
troducción del mismo en la siguiente zona de reacción; y
(3) partículas de catalizador se mueven a través de cada
25 zona de reacción mediante flujo por gravedad, el método
de efectuar la conversión de dicho material de carga que
comprende las etapas de: (a) calentar dicho material de
carga e hidrógeno, e introducir la mezcla calentada en una
primera zona de reacción mantenida en condiciones de con-
30 versión de hidrocarburos; (b) calentar el efluente resul-

1 tante de la primera zona de reacción e introducir el efluen
te calentado en una zona de reacción subsiguiente manteni-
da en condiciones de conversión de hidrocarburos; (c) res-
5 tringir el flujo del efluente desde al menos una zona de
reacción en dicha pluralidad y separar el efluente de la
última zona de reacción para proporcionar (i) una corrien-
te de producto normalmente líquido, y (ii) una fase vapor
rica en hidrógeno; (d) retirar periódicamente al menos par-
tículas de catalizador de la última de dichas zonas de reac-
10 ción; y, (e) introducir periódicamente al menos, partícu-
las de catalizador nuevo o regenerado, en la primera de di-
chas zonas de reacción.

En una realización preferida, la invención se
caracteriza además porque el flujo de efluente obtenido
15 como producto de una zona de reacción intermedia se res-
tringe antes de su introducción en la zona de reacción
próxima subsiguiente, y el flujo del efluente procedente
de la última zona de reacción se restringe antes de efec-
tuar la separación del mismo.

20 En una realización más preferida, la invención
se caracteriza además porque una porción de la fase vapor
rica en hidrógeno es restringida también y se devuelve co-
mo corriente de recirculación a la primera zona de reac-
ción.

25 Diversos tipos de procedimientos de conversión
de hidrocarburos utilizan sistemas de reactores de múlti-
ples etapas, tanto en configuración lado a lado, como de
reactor apilado dispuesto verticalmente, o de una combina-
ción de un sistema apilado en relación lado a lado con una
30 o más zonas de reacción separadas.

1 Tales sistemas pueden ser empleados en una amplia variedad de reacciones de conversión de hidrocarburos. Aun cuando el concepto inventivo presente es adaptable a muchas reacciones y procedimientos de conversión,
5 a través del sistema de reactores en el que las partículas de catalizador se mueven por flujo por gravedad, será descrito además en asociación con el bien conocido procedimiento de reformación catalítica endotérmica.

 Históricamente, la reformación catalítica se
10 efectuó en un sistema de lecho fijo, no regenerativo, que comprendía una pluralidad de zonas de reacción dispuestas en relación lado a lado. Cuando la composición catalítica ha llegado a desactivarse hasta el grado de que la operación continua no es económicamente posible por más tiempo,
15 la unidad entera debe pararse y el catalizador regenerarse in situ. Más recientemente en los últimos 20 años se introdujo el sistema denominado de "lecho oscilante" en el que un reactor extra sustituía a uno que debía colocarse fuera de servicio con fines de regeneración. Todavía más
20 recientemente, han sido proporcionados los sistemas de reactores de múltiples etapas en los que las partículas de catalizador fluyen, por medio de la acción de la gravedad, a través de cada zona de reacción. En un sistema
 "apilado" las partículas de catalizador también fluyen en
25 sentido descendente desde una zona que contiene catalizador a otra, y últimamente se transfieren a un sistema de regeneración adecuado que funciona también preferiblemente con un lecho de partículas de catalizador que se mueven en sentido descendente. En efecto, las partículas de catalizador se mantienen de una sección a otra de un modo tal que
30

1 el flujo de partículas de catalizador es continuo, en fre-
cuentes intervalos, o en intervalos extendidos, siendo con-
trolado el movimiento por la cantidad de catalizador reti-
rado de la última de la serie de zonas de reacción indivi-
5 duales.

La patente de Estados Unidos No. 3.470.090 ilus-
tra un sistema de reacción, lado a lado de múltiples eta-
pas, con calentamiento intermedio de la corriente de reac-
cionante que circula en serie a través de las zonas de
10 reacción individuales. Las partículas de catalizador reti-
radas de una cualquiera de las zonas de reacción son trans-
portadas a dispositivos de regeneración adecuados. Este
tipo de sistema puede ser modificado hasta el grado de que
las partículas de catalizador retiradas de una zona de
15 reacción dada son transportadas a la zona de reacción pró-
xima subsiguiente, mientras que el catalizador retirado
de la última zona de reacción puede ser transportado a un
dispositivo de regeneración adecuado. Las modificaciones
necesarias pueden ser hechas del modo descrito en la Paten-
te de Estados Unidos No 3.839.197, que lleva consigo un
20 método de transporte de catalizador entre los reactores.
La transferencia de catalizador desde la última zona de
reacción de la pluralidad hasta la parte superior de la
zona de regeneración del catalizador se hace posible me-
25 diante el uso de la técnica ilustrada en la Patente de
Estados Unidos No 3.839.196.

Una configuración de zona de reacción "apilada"
se muestra en la Patente de Estados Unidos No 3.647.680
como un sistema de dos etapas que tiene un dispositivo de
30 regeneración integrado que recibe el catalizador retirado

1 del fondo de la zona de reacción. Configuraciones apila-
das similares se ilustran en la Patente de Estados Unidos
Nº 3.692.496 y la Patente de Estados Unidos Nº 3.725.249.

5 La Patente de Estados Unidos Nº 3.725.248 ilus-
tra un sistema de múltiples etapas en configuración lado
a lado con partículas de catalizador que fluyen por grave-
dad transportadas desde el fondo de una zona de reacción
hasta la parte superior de la zona de reacción próxima
subsiguiente, siendo hechas pasar aquellas partículas de
10 catalizador separadas de la última zona de reacción a dis-
positivos de regeneración adecuados.

En la Patente de Estados Unidos Nº 3.706.536
se presentan detalles generales de un sistema apilado de
tres zonas de reacción, e ilustra un tipo de sistema de
15 varias etapas al que es aplicable el concepto inventivo
presente. Como se practica en general en una unidad de
reformación catalítica, cada zona de reacción subsiguiente
contiene un mayor volumen de catalizador en el que la zona
que aloja el catalizador, de forma anular, es mayor en
20 área de la sección transversal.

Estas ilustraciones se piensa que son bastante
representativas de la técnica que ha sido desarrollada en
sistemas de conversión de múltiples etapas, en donde par-
tículas de catalizador se mueven a través de cada zona
25 de reacción mediante flujo por gravedad. Es notable el he-
cho de que ninguna reconoce la existencia de zonas de ca-
talizador estancado que resultan cuando partículas de ca-
talizador se alojan contra la tubería central perforada
por el flujo de vapor lateral/radial a través del lecho
30 de catalizador de forma anular. Asimismo, se comprueba con

1 facilidad que no hay reconocimiento de restricción del
efluente de la zona de reacción para aliviar estas difi-
cultades y remediar el problema.

5 El procedimiento considerado por el presente
concepto inventivo es adecuado para usar en sistemas de
conversión de hidrocarburos que están caracterizados como
de múltiples etapas y en el que partículas de catalizador
se mueven mediante flujo por gravedad a través de cada zo-
na de reacción. La presente invención está destinada prin-
10 cipalmente a utilizar en sistemas de reactores en que las
reacciones principales son endotérmicas y se efectúan en
fase vapor. Aun cuando la discusión siguiente está dirigi-
da específicamente hacia la reformación catalítica de frac-
ciones que hierven en la zona de ebullición de la nafta,
15 no se intenta limitar así la presente invención. La refor-
mación catalítica así como también muchos otros procesos,
ha experimentado varias fases de desarrollo que terminan
corrientemente en el sistema en que los lechos de catali-
zador asumen la forma de una columna descendente en uno o
20 más recipientes de reacción. Típicamente, los catalizadores
se utilizan en forma esférica que tienen un diámetro nomi-
nal comprendido entre 0,8 y 4,0 mm con objeto de ofrecer
características de flujo libre que ni formen puente ni
bloqueen la columna descendente, o columnas de catalizador
dentro del sistema de reactor global.

25 En uno de tales sistemas de múltiples etapas,
las cámaras de reacción están apiladas verticalmente, y se
emplea una pluralidad (generalmente entre aproximadamente
6 y aproximadamente 16) de conductos de diámetro relativa-
mente pequeño, para transferir partículas de catalizador
30

1 desde una zona de reacción a la zona de reacción inferior
siguiente (mediante flujo por gravedad) y últimamente para
retirar partículas de catalizador desde la última zona de
reacción. Las partículas de catalizador se transportan des-
5 pués hasta la parte superior de un dispositivo de regenera-
ción del catalizador, que funciona también con una columna
descendente de partículas de catalizador; después partícu-
las de catalizador regeneradas son transportadas hasta la
parte superior de la zona de reacción más alta de la pila.
10 Con objeto de facilitar y mejorar el flujo por gravedad
dentro de cada recipiente de reacción, así como también
desde una zona a otra, es particularmente importante que
las partículas de catalizador tienen un diámetro nominal
relativamente pequeño, y uno que sea preferiblemente infe-
15 rior a 4,0 mm. En un sistema de conversión que tiene las
zonas de reacción individuales en relación lado a lado, se
emplean recipientes de transporte del catalizador (del ti-
po mostrado en la Patente de Estados Unidos Nº 3.839.197)
para transferir las partículas de catalizador desde el fon-
20 do de una zona hasta la parte superior de la zona subsi-
guiente, y desde la última zona de reacción hasta la parte
superior del dispositivo de regeneración.

La reformación catalítica de hidrocarburos que
hierven en la zona de ebullición de la narta, una opera-
25 ción en fase vapor, se efectúa en condiciones de conver-
sión que incluyen temperaturas del lecho catalítico com-
prendidas entre 371 y 549°C. Otras condiciones incluyen
por lo general una presión comprendida entre 4,4 y 69 at-
mósferas, una velocidad espacial líquida horaria (definida
30 como volúmenes de carga de nueva aportación por hora, por

1 volumen de partículas de catalizador totales) comprendida
entre 0,2 y 10,0 y una relación molar de hidrógeno a hidro-
carburo comprendida entre 1,0:1,0 y 10,0:1,0. Los sistemas
de reformación regenerativos continuos ofrecen numerosas
5 ventajas en comparación con los sistemas de lecho fijo de
la técnica anterior. Entre éstos está la capacidad de una
operación eficiente a presiones relativamente más bajas
comprendidas entre 4,4 y 14,6 atmósferas y temperaturas su-
periores del lecho de catalizador en su entrada, compren-
10 didas entre 510 y 543°C.

Las reacciones de reformación catalítica inclu-
yen la deshidrogenación de naftenos a compuestos aromáti-
cos, la deshidrociclización de parafinas a compuestos aro-
máticos, el craqueo hidrogenante de parafinas de cadena
15 larga a un material normalmente líquido de punto de ebulli-
ción más bajo y la isomerización de parafinas. Las reaccio-
nes, cuyo resultado neto es endotermicidad, se efectúan me-
diante la utilización de uno o más metales nobles del Gru-
po VIII (por ejemplo platino, iridio, rodio o paladio) com-
20 binados con un halógeno (por ejemplo cloro y/o flúor) y
un material de soporte poroso tal como alúmina. Investiga-
ciones recientes han indicado que se obtienen resultados
más ventajosos mediante el uso conjunto de un modificador
catalítico; éstos se seleccionan por lo general del grupo
25 de cobalto, níquel, galio, germanio, estaño, renio, vana-
dio y sus mezclas. Independientemente de la composición ca-
talítica seleccionada en particular, la aptitud para alcan-
zar la ventaja sobre los sistemas comunes de lecho fijo de-
pende en gran parte de la consecución de un flujo acepta-
30 ble del catalizador descendientemente a través del sistema.

1 Los procesos de reformación catalítica utilizan
por lo general varias etapas, cada una de las cuales con-
tiene una cantidad diferente de catalizador, expresada por
lo general como tanto por ciento en volumen. La corriente
5 de reaccionantes, hidrógeno y la alimentación de hidrocar-
buro, fluye en serie a través de las zonas de reacción con
objeto de aumentar el volumen de catalizador, con calenta-
miento entre las etapas. En un sistema de tres zonas de
reacción, las cargas típicas de catalizador son: primera,
10 10,0% a 30,0%; segunda, de 20,0% a 40,0%; y tercera, de
40,0 a 60,0%. Con respecto a un sistema de reacción de cua-
tro zonas, las cargas de catalizador adecuadas serían: pri-
mera, 5,0% a 15,0%; segunda, 15,0% a 25,0%; tercera, 25,0%
a 35,0%; y cuarta, 35,0% a 50,0%. La distribución desigual
15 del catalizador, aumentando en la dirección en serie del
flujo de la corriente de reaccionantes, facilita y mejora
la distribución de las reacciones así como también del ca-
lor de reacción global.

El alojamiento de catalizador en la tubería cen-
20 tral perforada resulta principalmente de la alta velocidad
del vapor, lateralmente a través de la zona de forma anu-
lar que contiene el catalizador, aumentando de grado este
efecto adverso a medida que el área en sección transversal
y la longitud del lecho de catalizador disminuye. Por con-
25 siguiente, en sistemas de reformación catalítica de múlti-
ples etapas, el efecto es más pronunciado en la primera y
segunda zonas de reacción, que tienen las áreas en sección
transversal anular más pequeñas, algo menos en la tercera
zona de reacción y de consecuencias relativamente menores
30 en la cuarta zona de reacción, debido a su longitud y mayor

1 — área de catalizador en sección transversal. La restric-
ción del flujo del efluente de producto desde la última
zona de reacción en la pluralidad en serie, reducirá la
cantidad de catalizador alojado. Preferiblemente, el flujo
5 del efluente obtenido como producto desde todas las zonas
de reacción se restringe antes de la introducción del mis-
mo en la zona de reacción subsiguiente, o con respecto a
la última zona de reacción, antes de la separación del
mismo en un producto normalmente líquido y una fase vapor
rica en hidrógeno. En un sistema de cuatro zonas, con res-
10 pecto a las zonas de reacción intermedias, que son los nú-
meros 2 y 3 en un sistema de cuatro zonas, se prefiere
restringir el flujo de efluente desde ellas además del que
procede de la cuarta zona de reacción, con o sin restric-
15 ción del efluente de la primera zona.

Las restricciones de flujo de los efluentes de
las diversas zonas de reacción pueden ser efectuadas de
cualquier modo adecuado que produzca, o de como resultado,
un aumento adicional de la caída de presión, para el sis-
20 tema de reactor global, desde 0,07 a 0,7 atmósferas para
cada una de tales restricciones. La restricción del flujo
de efluente puede ser conseguido mediante el uso de tubos
venturi, placas de orificios, etc; se prefiere la placa
de orificios para operaciones en fase vapor.

25 Principalmente, el alojamiento de catalizador
en la tubería central perforada es función de dos varia-
bles dependientes: (1) el caudal de la masa de vapor; y
(2) la densidad de los vapores que fluyen lateralmente a
través del lecho de catalizador de forma anular. Para re-
30 ducir o eliminar el catalizador alojado, para un flujo da-

1 do de material de carga, el régimen de recirculación de
gas rico en hidrógeno al sistema debe ser reducido. Esto,
sin embargo, reduce el flujo másico total a una zona de
reacción dada, lo que, a su vez, reduce la caída de pre-
5 sión en el sistema de reacción. Como es lógico, la pre-
sión efectiva en la zona de reacción inicial, en la que
la fijación de catalizador es más sobresaliente y ocasiona
más problemas, se reduce; sobreviene una reducción corres-
pondiente en densidad de vapor. La utilización de orifi-
10 cios de restricción (u otros dispositivos adecuados) entre
zonas de reacción aumenta la caída de presión en el cir-
cuito del reactor; ésto aumenta la presión en la primera
zona de reacción y por tanto la densidad de los vapores.
Una densidad de vapor más alta alivia los problemas de
15 alojamiento de catalizador que dan como resultado zonas de
catalizador estancado. El uso de orificios de restricción
proporciona también un mayor flujo de gas de recirculación
lo que reduce la deposición de material carbonoso y la car-
ga de regeneración impuesta por el dispositivo de regenera-
20 ción. Además, la zona de reacción final funciona a una pre-
sión más baja lo que da lugar a una ventaja de rendimiento
de líquido. Preferiblemente, los orificios de restricción
están colocados aguas arriba de la zona de reacción entre
calentadores, para hacer disminuir la presión a la que ope-
25 ra el calentador y aumentar la velocidad del efluente del
reactor en los tubos del calentador. Según un modo más pre-
ferido de efectuar la presente invención, el flujo de hi-
drógeno de recirculación se restringe también. Si bien la
restricción del flujo de hidrógeno recirculado no contri-
30 buye a aliviar las zonas de catalizador estancado en una

1 extensión tan grande como las restricciones del efluente
de las zonas de reacción, sirve para asegurar una mejor
distribución del flujo de la corriente de reaccionantes al
intercambiador de calor-alimentación combinada, en parti-
5 cular cuando el intercambiador de calor consta por lo me-
nos de dos intercambiadores de calor en paralelo.

Al describir posteriormente la presente inven-
ción, y su método de operación, se hará referencia al di-
bujo que se acompaña. Ha de entenderse que el dibujo se
10 presenta únicamente con fines de ilustración y que no es-
tá destinado a ser interpretado como limitación del alcan-
ce y el espíritu de la presente invención, definidos por
las reivindicaciones que se acompañan. Por consiguiente,
instalaciones auxiliares varias, no requeridas para una
15 comprensión completa del concepto de la invención, han si-
do eliminadas o reducidas de número. Tales instalaciones
auxiliares se encuentran al alcance de aquellos que po-
seen la habilidad requerida en la técnica apropiada. La
realización ilustrada se presenta como un diagrama de flu-
20 jo esquemático simplificado, que muestra cuatro zonas de
reacción, un sistema 1 de reformación catalítica apilado
que tiene una primera zona de reacción superior I, dos zo-
nas intermedias II y III, y una cuarta zona de reacción
IV en la posición más baja.

25 El dibujo ilustra la realización particularmente
preferida en la que el efluente de producto procedente de
cada una de las zonas de reacción está restringido, además
de la restricción del flujo del gas de recirculación rico
en hidrógeno. En lo que respecta a las cuatro zonas de
30 reacción I, II, III y IV, esto se consigue mediante el uso

1 de orificios de restricción 10, 14, 18 y 22, respectivamente. El flujo de gas de recirculación rico en hidrógeno se restringe mediante la utilización del orificio de restricción 3.

5 Se muestra el sistema 8 de reacción catalítica apilado, de flujo por gravedad, como poseyendo cuatro zonas de reacción individuales que están dimensionadas de modo que la longitud y área de la sección transversal de catalizador, anular, sean tales que la distribución del
10 volumen total de catalizador sea 10,0% (zona I), 15,0% (zona II), 25,0% (zona III) y 50,0% (zona IV). En una operación normal sustancialmente libre de problemas, se introducen partículas de catalizador, nuevo o regenerado, a través del conducto 29 y el orificio de entrada 30, a la zona
15 I más superior y fluye por gravedad desde ésta a la zona de reacción II, desde la zona II a la zona III, desde la zona III a la zona IV, y en último lugar son retiradas del sistema de reactor a través de una pluralidad de orificios de salida 31 y conductos 32. Las partículas de catalizador
20 separadas de este modo pueden ser transportadas a una zona de regeneración continua (que no se ilustra), o pueden ser almacenadas hasta que se encuentre disponible una cantidad suficiente para una regeneración por tandas. La velocidad del flujo de catalizador a través del sistema 8 de reactor
25 apilado, o el período de tiempo requerido para que las partículas de catalizador sean introducidas en el sistema, atraviesen las cuatro zonas de reacción y sean retiradas para regenerar, viene determinada por la velocidad a que se lleva a efecto esta última. Controlando diversos parámetros de operación mientras el sistema se encuentra en ope-
30

1 ración continua, puede controlarse la velocidad de retirada del catalizador o carga de regeneración.

El material de carga que hierve en la zona de ebullición de la nafta, se introduce en el proceso por medio del conducto 1, mezclado con una fase vapor rica en hidrógeno procedente del conducto 2, que contiene un orificio de restricción 3 que tiene una graduación de aproximadamente 0,41 atmósferas, y se introduce en el intercambiador de calor 4. La temperatura de la mezcla se aumenta por medio de intercambio de calor indirecto con efluente de producto caliente que entra por el conducto 21. La mezcla así calentada continúa a través del conducto 5 al calentador de carga 6, y desde allí a través del conducto 7 a la zona de reacción más alta I a la temperatura requerida para proporcionar la temperatura deseada a la entrada del primer lecho de catalizador dispuesto en ella.

El efluente producto de reacción procedente de la zona de catalizador I pasa a través del conducto 9, que contiene el orificio de restricción 10 graduado a aproximadamente 0,34 atmósferas, al calentador intermedio 11, y desde allí a través del conducto 12 a la primera zona de reacción intermedia II. El efluente de producto procedente de la zona de catalizador II se retira por el conducto 13, que contiene un orificio de restricción 14 graduado a aproximadamente 0,41 atmósferas, y se introduce en el calentador intermedio 15; el material en fase vapor calentado se introduce en la segunda zona de reacción intermedia III por medio del conducto 16. El conducto 17, que contiene un orificio de restricción 18, graduado también a 0,41 atmósferas, transporta el efluente desde la zona catalítica

1 ca III al calentador intermedio 19, siendo introducida la
mezcla calentada en la zona de reacción más baja IV por
medio del conducto 20.

5 El efluente producto de reacción procedente de
la zona catalítica más baja, 4, se retira por el conducto
21, que contiene el orificio de restricción 22 que posee
una graduación de aproximadamente $0,49 \text{ kg/cm}^2$. El efluen-
te producto continúa a través del conducto 21 y se utili-
za como el medio de intercambio de calor en el intercam-
10 biador de calor 4. Enfriado de este modo, el efluente pro-
ducto pasa a través del conducto 23 al condensador 24 en
donde tiene lugar enfriamiento y condensación a una tem-
peratura comprendida entre aproximadamente 16°C y aproxi-
madamente 60°C , y la mezcla pasa a través del conducto 25
15 a la zona de separación 26. El material en estado de vapor,
rico en hidrógeno, se retira a través del conducto 2, que
contiene el orificio de restricción 3, para recircular al
menos en parte a la zona de reacción más alta I; se reti-
ra el hidrógeno en exceso del proceso a través del conduc-
to 28, siendo determinada la proporción por el control
20 adecuado de la presión. El efluente producto normalmente
líquido se retira por el conducto 27 y se introduce en una
instalación de fraccionamiento adecuada (que no se mues-
tra).

25 Aun cuando se ha indicado como un solo recipien-
te de separación 26 y el condensador 24, la separación del
efluente producto en el conducto 25 puede ser efectuada
usando un separador inicial de baja presión seguido por
un separador de alta presión. El material en estado de va-
por procedente del separador de baja presión se comprime
30

- 1 e introduce en un dispositivo enfriador de alta presión en mezcla con el material líquido recuperado del separador de baja presión. La mezcla se introduce después en el separador de alta presión desde el que se recuperan la fase vapor de recirculación rica en hidrógeno y un efluente producto normalmente líquido.
- 5

1

REIVINDICACIONES

5

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

10

1ª.- Método de efectuar la conversión catalítica de un material de carga hidrocarbonado en un sistema de conversión catalítica de múltiples etapas, en donde:

15

(1) un material de carga hidrocarbonado calentado e hidrógeno fluyen en serie a través de una pluralidad de zonas de reacción catalítica; (2) el efluente producto de reacción procedente de cada zona se calienta antes de la introducción del mismo en la zona de reacción subsiguiente; y (3) partículas de catalizador se mueven a través de cada zona de reacción mediante flujo por gravedad, comprendiendo dicho método las (a) calentar dicho material de carga e hidrógeno, e introducir la mezcla calentada en una

20

primera zona de reacción mantenida en condiciones de conversión de hidrocarburos; (b) calentar el efluente resultante de la primera zona de reacción e introducir el efluente calentado en una zona de reacción subsiguiente mantenida en condiciones de conversión de hidrocarburos; (c) res-

25

tringir el flujo del efluente procedente de al menos una zona de reacción en dicha pluralidad y separar el efluente de la última zona de reacción para proporcionar: (i) una corriente de producto normalmente líquido, y (ii) una fase vapor rica en hidrógeno; (d) retirar periódicamente

30

1 al menos partículas de catalizador procedente de la última de dichas zonas de reacción; y (e) introducir periódicamente al menos partículas de catalizador nuevo o regenerado, en la primera de dichas zonas de reacción.

5 2ª.- Un método según la reivindicación 1ª, en el que el flujo de efluente producto procedente de la última zona de reacción se restringe antes de efectuar la separación del mismo.

10 3ª.- Un método según la reivindicación 1ª, en el que el flujo de efluente producto procedente de una zona de reacción intermedia se restringe antes de la introducción del mismo en la zona de reacción próxima subsiguiente, y el flujo del efluente procedente de la última zona de reacción se restringe antes de efectuar la separación del mismo.

15 4ª.- Un método según una cualquiera de las reivindicaciones 1ª a 3ª, en donde el flujo de al menos una porción de dicha fase vapor rica en hidrógeno se restringe y se recircula a dicha primera zona de reacción.

20 5ª.- Un método según una cualquiera de las reivindicaciones 1ª a 4ª, en donde las zonas de reacción en dicha pluralidad están dispuestas en relación lado a lado y son transferidas partículas de catalizador desde el fondo de una zona de reacción a la parte superior de la zona de reacción próxima subsiguiente.

25 6ª.- Un método según cualquiera de las reivindicaciones 1ª a 4ª, en donde las zonas de reacción en dicha pluralidad están apiladas y comparten un eje común vertical, y las partículas de catalizador fluyen por gravedad desde una zona de reacción a la zona de reacción próxima

30

1 inferior siguiente en dicha pila.

7ª.- Un método según cualquiera de las reivindicaciones 1ª a 6ª, en donde dicha pluralidad contiene por lo menos tres zonas de reacción catalítica.

5 8ª.- Un método según la reivindicación 7ª, en donde se restringe el flujo de efluente producto procedente de cada una de dichas tres zonas de reacción.

9ª.- Un método según cualquiera de las reivindicaciones 1ª a 6ª, en donde dicha pluralidad contiene cuatro zonas de reacción catalítica.

10 10ª.- Un método según la reivindicación 9ª, en donde se restringe el flujo del efluente procedente de cada una de sólo las tres últimas zonas de reacción.

11ª.- Un método según la reivindicación 9ª, en donde se restringe el flujo de efluente producto procedente de cada una de las cuatro zonas de reacción.

12ª.- Un método según la reivindicación 2ª, en donde la restricción del flujo del efluente procedente de la última zona de reacción produce una caída de presión adicional en el sistema de reacción comprendida entre aproximadamente $0,07 \text{ kg/cm}^2$ y aproximadamente $0,7 \text{ kg/cm}^2$.

13ª.- Un método según la reivindicación 10ª, en donde cada restricción del flujo de efluente procedente de dichas tres últimas zonas de reacción produce una caída de presión adicional en el sistema de reacción comprendida entre aproximadamente $0,07 \text{ kg/cm}^2$ y aproximadamente $0,7 \text{ kg/cm}^2$.

14ª.- Un método según la reivindicación 4ª, en donde la restricción del flujo de la porción recirculada de dicha fase vapor rica en hidrógeno, produce una caída de

1 presión adicional comprendida entre aproximadamente 0,07
kg/cm² y aproximadamente 0,7 kg/cm².

5 15^a.- Un método según cualquiera de las reivindicaciones 1^a a 14^a, en donde dicho sistema de conversión catalítica comprende un proceso de reformación catalítica de hidrocarburos de múltiples etapas.

16^a.- Método de efectuar la conversión de un material de carga hidrocarbonado en un sistema de conversión catalítica de múltiples etapas.

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

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

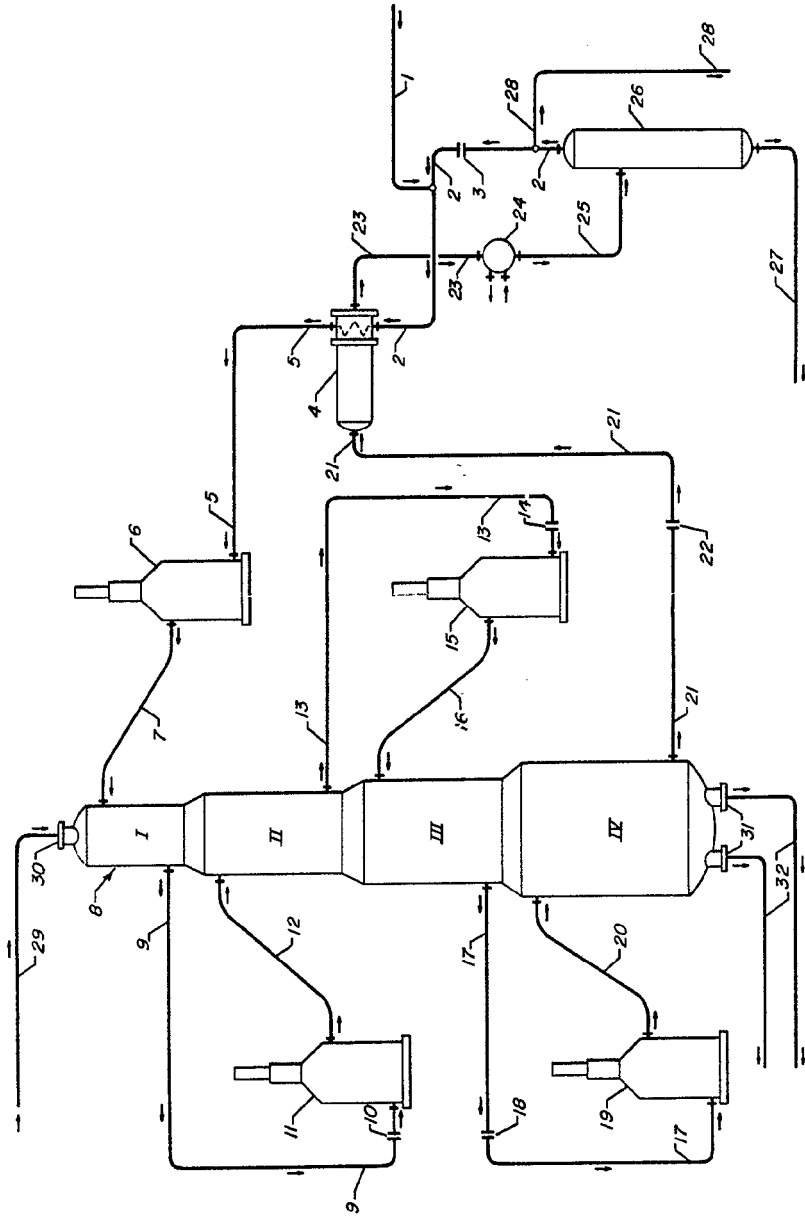
15

Madrid, 21 JUN 1978

P.A.

Oscar de Elzaburu
Por todo.

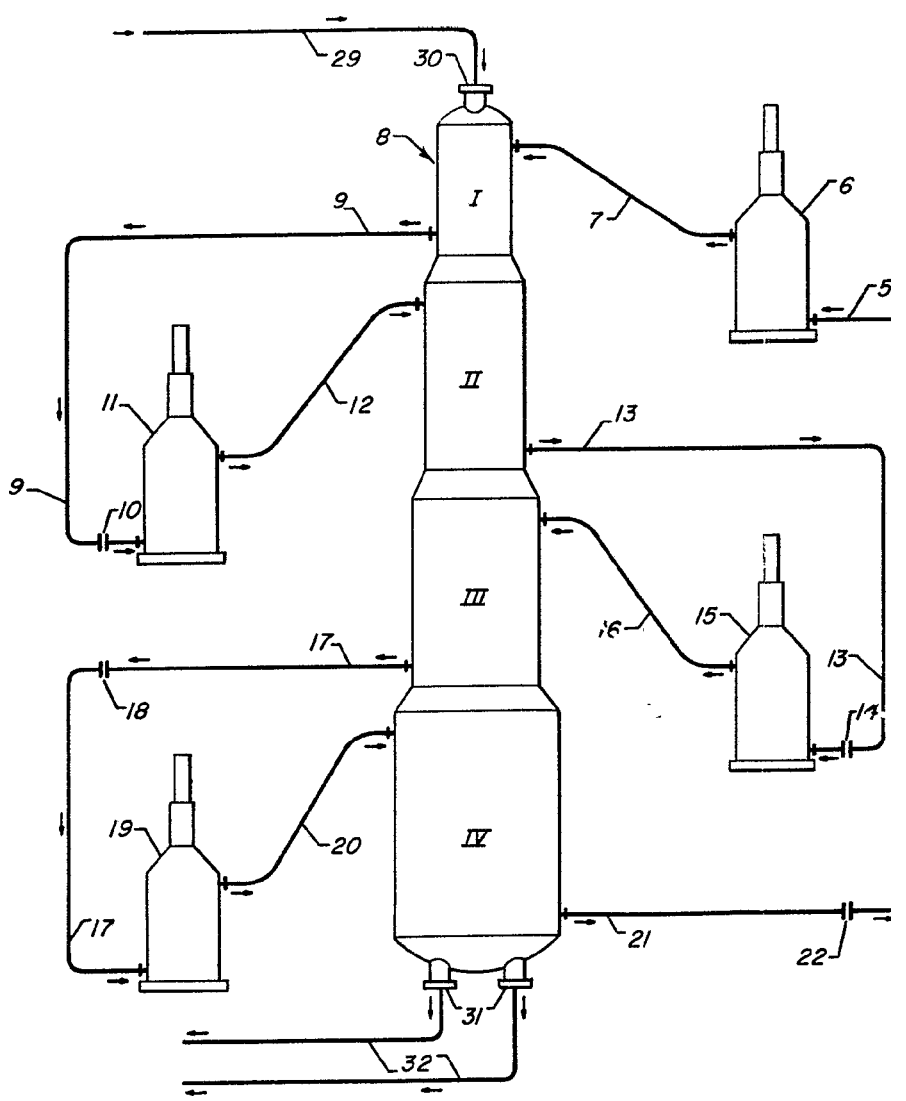
20



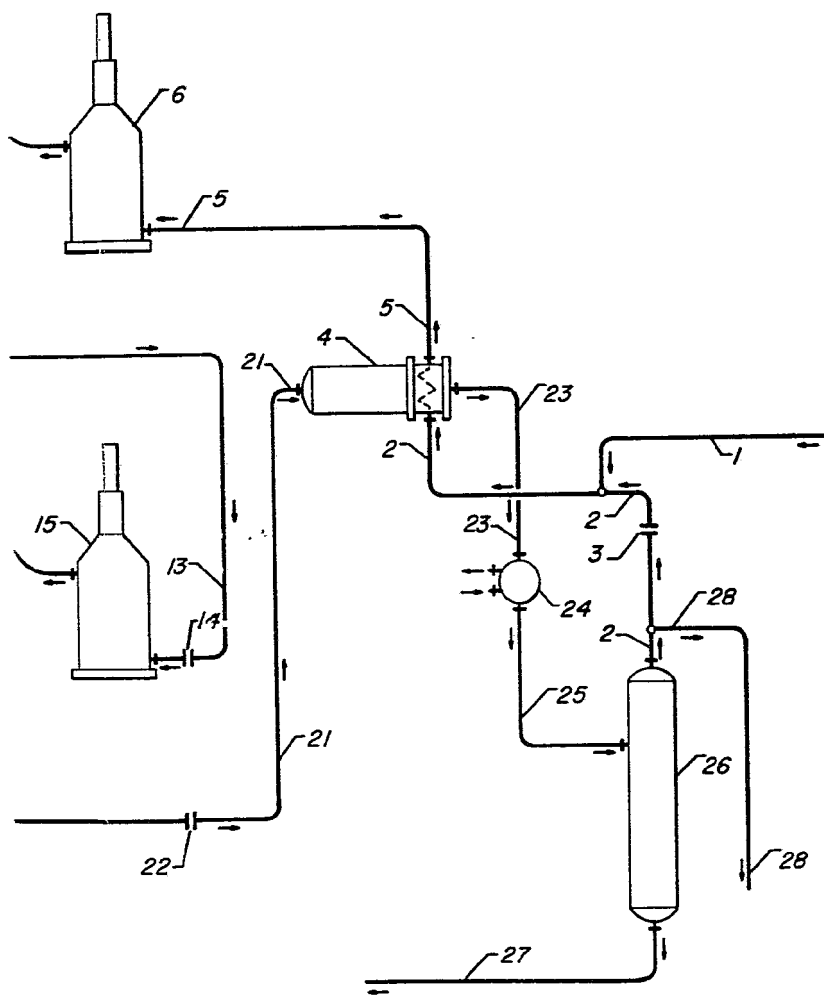
69933

30032

Doc. No. 114/1000



6-8933



30932

Oscar de Elzaburo