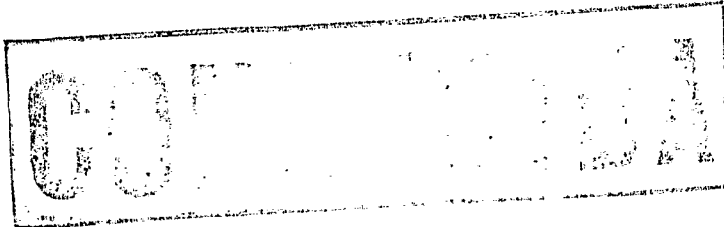


443768

131 B.01J//C106

11 ENE. 1977



MEMORIA DESCRIPTIVA

correspondiente a la solicitud de concesión de una

PATENTE DE INVENCION

SOLICITANTE: TEXACO DEVELOPMENT CORPORATION

RESIDENCIA: 135 East 42nd Street, NEW YORK,

New York 10017, Estados Unidos

ENUNCIADO: UN PROCEDIMIENTO PARA LA REGENERACION
DE UN CATALIZADOR DE CRAQUEO CATALITI-
CO FLUIDIFICABLE.

Prioridad: Patente estadounidense n.º 535.270 del 23-12-74

1 Esta invención se refiere a un procedimiento mejorado
para la regeneración de un catalizador fluidificable de cra-
queo catalítico. En especial, se refiere a un método de opera-
ción del regenerador de una unidad de craqueo catalítico fluí-
5 do (UCCF) con una sola fase densa fluidificada de catalizador,
donde el catalizador fluidificable de craqueo catalítico, con-
taminado de coque, se pone en contacto con un gas de regene-
ración que contiene oxígeno con objeto de obtener un catali-
zador regenerado con un bajo contenido en carbono, producién-
10 do al mismo tiempo un gas de chimenea efluente del regenera-
dor con un bajo contenido en monóxido de carbono.

 El craqueo catalítico fluidificado de los hidrocarbu-
ros es muy conocido en la técnica anterior y puede ser realiza-
do utilizando diversos procedimientos cíclicos continuos que
15 emplean técnicas a base de sólidos fluidificados. En estos
procedimientos de craqueo catalítico fluído, los hidrocarbu-
ros son convertidos en condiciones tales que partes importan-
tes de la alimentación hidrocarbonada son transformadas en
productos deseables como gasolina, gas de petróleo licuado,
20 materiales de alimentación para alquilaciones y materiales
mezclados de destilados centrales con simultánea formación
de subproductos de carácter indeseable, como gas y coque. Cuan-
do se produce una deposición de cantidades sustanciales de
coque, es reducida la actividad del catalizador y especialmen-
25 te su selectividad, retardando así la conversión de los hidro-
carburos, reduciendo la producción de gasolina y simultánea-
mente aumentando la producción de productos menos deseables.
Para resolver la desactivación del catalizador debida a la
deposición de coque, el catalizador se saca normalmente de la
30 zona de reacción y se pasa a una zona de arrastre donde los

1 hidrocarburos atrapados y absorbidos son inicialmente despla-
zados del catalizador con un medio de arrastre como el vapor
de agua. Se retiran el vapor de agua y los hidrocarburos y
5 el catalizador purificado se pasa a una zona de regeneración
donde se pone en contacto con un gas que contiene oxígeno pa-
ra efectuar la combustión de por lo menos una parte del co-
que y con ello regenerar el catalizador. Después, el catali-
zador regenerado es introducido de nuevo en la zona de reac-
ción y puesto en contacto allí con hidrocarburos adicionales.

10 En general, los procedimientos de regeneración propor-
cionan una zona de regeneración donde el catalizador contami-
nado de coque se pone en contacto con un gas de regeneración
que contiene oxígeno en cantidad suficiente y a temperatura
15 elevada para efectuar la combustión de los depósitos de coque
del catalizador. Los procedimientos de regeneración más co-
rrientes son aquéllos donde el contacto se efectúa en una
fase densa fluidificada de catalizador situada en la porción
inferior de la zona de regeneración, constituida por el ascen-
so del gas de regeneración que contiene oxígeno a través de
20 la zona de regeneración. El espacio situado sobre la fase
densa fluidificada de catalizador contiene gases de regene-
ración parcialmente agotados y catalizador arrastrado por la
corriente ascendente del gas de regeneración. Esta parte de
la zona de regeneración es denominada generalmente fase diluí-
25 da de catalizador. El catalizador arrastrado en la fase di-
luida de catalizador es recuperado en ciclones de separación
de gas-sólido situados en las porciones superiores de la zo-
na de regeneración y devuelto a la fase densa fluidificada
de catalizador. El gas de chimenea que contiene monóxido de
30 carbono, otros subproductos gaseosos obtenidos en la combus-

1 tión de los depósitos de coque, gases inertes como nitrógeno
y el oxígeno que no se haya convertido, se recupera por la
parte superior de la zona de regeneración y por la parte in-
5 ferior de dicha zona de regeneración se recupera un catali-
zador con un menor contenido en carbono.

En la regeneración del catalizador de craqueo catalíti-
co, especialmente de los catalizadores de craqueo de gran
actividad, del tipo de tamiz molecular, es conveniente tomar
una proporción sustancial del coque contenido en el cataliza-
10 dor de manera que el contenido en carbono residual del cata-
lizador regenerado sea muy bajo. Es conveniente un conteni-
do de carbono en el catalizador regenerado del orden del 0,15%
o menos. Los catalizadores de craqueo con este contenido re-
ducido de carbono permiten obtener unos niveles de conversión
15 más altos dentro de la zona de reacción de la unidad CCF y
una mayor selectividad a gasolina y otros productos hidrocar-
bonados deseables.

La mayoría de los procedimientos de la técnica anterior
para la regeneración del catalizador de craqueo catalítico
20 fluido implican generalmente el contacto del catalizador con-
taminado de coque en la fase densa fluidificada de cataliza-
dor, a una temperatura de unos 1100°F a unos 1200°F (593 a
649°C), durante un periodo de tiempo suficiente para reducir
el contenido en carbono del catalizador al nivel deseado. Es-
25 tos procedimientos son indeseables porque el contenido en
carbono del catalizador regenerado solamente se reduce en ge-
neral a un nivel del orden del 0,3 al 0,5 % en peso y porque
se obtiene un gas de chimenea que contiene grandes cantidades
de monóxido de carbono, que debe ser tratado antes de descar-
30 garlo a la atmósfera.

1 Es sabido que aumentando la temperatura de la fase den-
sa fluidificada de catalizador se reduce el nivel residual
de carbono en el catalizador regenerado. Sin embargo, los
procedimientos en los que la temperatura de la fase densa
5 fluidificada de catalizador es superior a unos 1200°F (649°C)
generalmente implican complicadas modificaciones para contra-
rrestar los efectos de la post-combustión en la fase diluída
de catalizador. Por post-combustión se entiende la posterior
oxidación del monóxido de carbono a dióxido de carbono en la
10 fase diluída de catalizador.

 Siempre que se produzca una post-combustión en la fase
diluída de catalizador, va generalmente acompañada de un
aumento sustancial de la temperatura debido a las grandes
cantidades de calor liberadas. En estas circunstancias, la
15 temperatura de la fase diluída puede pasar de unos 1500°F
(815°C) y, en los casos graves, puede llegar hasta unos
1800°F (982°C) o más. Estas altas temperaturas en la fase di-
luída de catalizador son perjudiciales para el catalizador
arrastrado presente en la fase diluída de catalizador y dan
20 lugar a una pérdida permanente de actividad catalítica, re-
quiriendo así una velocidad desordenadamente elevada de adi-
ción o sustitución del catalizador al proceso con objeto de
mantener el nivel deseado de actividad catalítica en la zo-
na de reacción de hidrocarburos. Estas elevadas temperaturas
25 son también indeseables debido a los daños que pueden produ-
cir a los componentes mecánicos de la zona de regeneración,
especialmente a los separadores de ciclón empleados para se-
parar el catalizador arrastrado del gas de chimenea.

 Es sabido que los catalizadores de craqueo catalítico
30 comúnmente empleados, como sílice amorfa-alúmina, tamices mo-

1 leculares zeolíticos de sílice-alúmina, tamices moleculares
zeolíticos de sílice-alúmina con iones intercambiados por
iones metálicos divalentes, iones metálicos de las tierras
raras, etc y mezclas de los mismos, son adversamente afecta-
5 dos por la exposición a temperaturas excesivamente altas. A
temperaturas de 1500^oF (815^oC) aproximadamente y más altas,
la estructura de estos catalizadores de craqueo catalítico
experimenta variaciones físicas, habitualmente observables en
forma de reducción de la superficie específica con la consi-
10 guiente disminución sustancial de su actividad catalítica. Por
consiguiente, es conveniente mantener las temperaturas dentro
de la zona de regeneración a niveles inferiores a los cuales
se produce cualquier daño físico sustancial en el catalizador.

15 Los métodos conocidos de regeneración de los cataliza-
dores de craqueo catalítico fluído a bajos contenidos de car-
bono, que evitan unas temperaturas excesivamente altas en la
fase diluída de catalizador, son en general poco satisfac-
torios. En algunos procedimientos, se utiliza un medio refri-
gerante, que puede estar constituido por vapor de agua, agua
20 líquida, catalizador no regenerado, aceite hidrocarbonado,
gas de chimenea, etc, que se pone en contacto de intercambio
térmico con la fase diluída de catalizador, ya sea para absor-
ber el calor liberado después de la post-combustión que puede
producirse en la misma o para evitar que se produzca la post-
25 combustión.

Otros métodos utilizan zonas múltiples de regeneración
del catalizador para conseguir un tiempo de permanencia sufi-
ciente para que se establezca el contacto entre el catalizador
contaminado de coque y un gas de regeneración que contiene
30 oxígeno para quemar los depósitos de coque del catalizador a

1 una temperatura a la cual no se produzca post-combustión. To-
2 davía otro método consiste en emplear un intercambio indirec-
3 to de calor, por ejemplo mediante serpentines generadores de
4 vapor de agua, empleados en la fase densa fluidificada de
5 catalizador.

6 Todos los métodos anteriores son poco satisfactorios
7 ya que los procesos implican molestas etapas adicionales pa-
8 ra absorber el calor liberado debido a la post-combustión en
9 la fase diluída de catalizador o requieren unas instalaciones
10 costosas para el tratamiento de la corriente de gas de chime-
11 nea de regeneración, debido a la necesidad de evitar la post-
12 combustión en la zona de regeneración y al importante conteni-
13 do resultante de monóxido de carbono en el gas de chimenea,
14 que generalmente oscila entre alrededor de 2 y 6 % en volumen
15 o más.

16 En nuestra solicitud de patente nº , presen-
17 tada con anterioridad, hemos descrito un procedimiento conti-
18 nuo de craqueo catalítico fluidificado que comprende una eta-
19 pa de reacción y una etapa de regeneración del catalizador,
20 en el que un material de carga hidrocarbonado se pone continua-
21 mente en contacto con un catalizador de craqueo en una zona
22 de reacción, bajo condiciones de craqueo, para producir vapo-
23 res hidrocarbonados craqueados y catalizador caliente conta-
24 minado de coque, siendo continuamente cargado el catalizador
25 contaminado de coque en una zona de regeneración para poner-
26 lo en contacto con un gas de regeneración que contiene oxígeno
27 molecular, a temperatura elevada y durante un tiempo sufici-
28 ente para producir un catalizador regenerado con una contami-
29 nación por coque sustancialmente reducida, siendo fluidificado
30 el catalizador contenido en la zona de regeneración por la

1 corriente ascendente del gas de regeneración para formar un
lecho de catalizador en fase densa y una fase diluída de ca-
talizador, siendo regenerado el catalizador contaminado de
5 coque en la zona de regeneración mediante el uso de una tem-
peratura elevada y un flujo continuo de gas de regeneración
suficiente para convertir prácticamente la totalidad del co-
que quemado en dióxido de carbono. La temperatura en el lecho
denso de catalizador se mantiene entre unos 1275°F y unos
10 1500°F (690°C y 815°C). La temperatura en la fase diluída
de catalizador no pasa de unos 1500°F (815°C). Prácticamente
la totalidad del coque que es quemado a dióxido de carbono
es quemado en el lecho de fase densa.

15 El procedimiento de esta invención consiste en introdu-
cir continuamente un catalizador contaminado de coque, pro-
cedente de una unidad de craqueo catalítico fluído, en una
fase densa fluidificada de catalizador de una zona de regene-
ración mantenida a una temperatura comprendida aproximadamen-
te entre 1250°F (677°C) y 1350°F (732°C) y poner en contacto
20 el catalizador contaminado de coque con un gas de regenera-
ción que contiene oxígeno en una cantidad en exceso sobre la
requerida para quemar prácticamente la totalidad del coque
a dióxido de carbono y para proporcionar alrededor de 1 a 10
moles por ciento de oxígeno en el gas de chimenea de la rege-
neración. El catalizador contaminado de coque se mantiene den-
25 tro del lecho fluidificado de fase densa durante un periodo de
unos 3 minutos como mínimo y hasta unos 10 minutos, según sea
necesario, para proporcionar un catalizador regenerado con un
contenido de carbono residual del orden del 0,15 % o menos en
30 una sola etapa de regeneración.

1 Siguiendo el método de esta invención, la cantidad de
monóxido de carbono contenida en los gases de regeneración
parcialmente agotados, que abandonan la fase densa fluidi-
5 ficada de catalizador, se mantiene a un nivel suficientemen-
te bajo para que la cantidad de post-combustión en la fase
diluida de catalizador sea tal que las temperaturas obteni-
das allí se mantengan en un valor inferior a unos 1455°F
(790°C) y generalmente entre unos 1375°F (746°C) y unos
1455°F (790°C). Con este procedimiento se forman cataliza-
10 dores regenerados con menores contenidos de carbono resi-
dual que los conocidos hasta ahora, al mismo tiempo que se
mantienen unas temperaturas en la zona de regeneración a
niveles inferiores a aquéllos a los cuales el catalizador
experimenta pérdidas sustanciales de actividad o a los cua
15 les los componentes mecánicos de la zona de regeneración
son dañados.

Además, este procedimiento tiene la ventaja adicional
de producir un gas de chimenea del regenerador con un
20 contenido en monóxido de carbono del orden de 500 ppm o me-
nos, sin emplear instalaciones adicionales de tratamiento
del gas de chimenea. Otro beneficio más del procedimiento
de esta invención reside en el inventario sustancialmente
reducido de catalizador requerido en la zona de regenera-
ción, en contraste con los procedimientos de regeneración
25 conocidos en la técnica.

DESCRIPCION DETALLADA DE LA INVENCION

De acuerdo con el procedimiento de esta invención,
se introduce un catalizador fluidificable de craqueo cata-
lítico, que ha sido parcialmente desactivado por la depo-
30 sición de depósitos carbonosos sobre su superficie (denomi-

1 nado en lo que sigue catalizador contaminado de coque) en
un proceso de craqueo catalítico fluidificado, en una fase
densa fluidificada de catalizador de una zona de regenera-
ción donde se pone en contacto con un gas de regeneración
5 que contiene oxígeno con objeto de quemar los depósitos
carbonosos del catalizador para restaurar su actividad. La
zona de regeneración generalmente comprende una vasija de
regeneración en la que hay una fase densa fluidificada de
catalizador en su porción inferior y una fase diluída de
10 catalizador en su porción superior. El gas de regeneración
que contiene oxígeno se introduce en la porción inferior de
la zona de regeneración para mantener con ello el cataliza-
dor en un estado denso fluidificado. Por la parte superior
de la zona de regeneración se recupera un gas de chimenea
15 que contiene monóxido de carbono y otros subproductos de la
combustión de los depósitos de coque contenidos en el cata-
lizador contaminado de coque.

La fase densa fluidifica de catalizador se mantiene
generalmente a una densidad de unos 10 a 60 libras/pie³
20 (0,16 a 0,96 g/cc) y preferiblemente una densidad de unas
20 a 40 libras/pie³ (0,32 a 0,64 g/cc) mediante la corrien-
te ascendente del gas de regeneración que contiene oxígeno,
que es introducido en una porción inferior de la zona de
regeneración. El catalizador en la porción inferior de la
25 zona de regeneración se mantiene en una fase densa fluidifi-
cada de catalizador con objeto de obtener una buena trans-
ferencia de calor en todo el lecho y evitar puntos calien-
tes localizados y sus consiguientes elevadas temperaturas,
que se sabe que afectan adversamente al catalizador. Con
30 objeto de mantener el catalizador en un estado fluidificado,

1 generalmente se mantiene una velocidad superficial de vapor
del gas de regeneración comprendida aproximadamente entre
0,2 y 6,0 pies/segundos (0,06 y 1,8 m/segundo). El tamaño de
5 la vasija de regeneración es generalmente adecuado para pro-
porcionar una velocidad de vapor superficial comprendida
dentro de los límites antes mencionados cuando se opera con
el tiempo de permanencia deseado para el catalizador en la
zona de regeneración y con la cantidad requerida de gas de
10 regeneración conteniendo oxígeno para efectuar la combustión
del coque del catalizador en la zona de reacción. Además,
es posible controlar la velocidad superficial de vapor den-
tro del intervalo deseado empleando una presión de opera-
ción dentro de la zona de regeneración comprendida aproxi-
15 madamente entre 1 y 50 psig (0,07 y 3,5 kg/cm² manométricos)
y preferiblemente entre unos 15 y 45 psig (1,0 y 3,1 kg/cm²
manométricos). Si, no obstante, dentro de estos parámetros
de operación no hay gas de regeneración conteniendo oxígeno
suficiente para proporcionar las velocidades superficiales
20 de vapor deseadas, puede combinarse vapor de agua o un gas
diluyente inerte con el gas de regeneración que contiene
oxígeno para obtener la velocidad superficial de vapor de-
seada.

La fase densa fluidificada de catalizador se mantiene
25 a una temperatura comprendida aproximadamente entre 1275^oF
(690^oC) y 1350^oF (735^oC), mientras se pone en contacto el
catalizador contaminado de coque con un gas de regeneración
que contiene oxígeno en las cantidades deseadas. Se obtiene
un catalizador regenerado con un contenido de carbono resi-
dual en el catalizador regenerado del 0,15 % en peso o me-
30 nos y un gas de chimenea de la zona de regeneración en el

1 que el contenido de monóxido de carbono es aproximadamente
de 500 ppm o menos y generalmente de 10 ppm o menos. Estos
resultados son sorprendentes ya que se sabe que a las tempe-
raturas del regenerador, del orden de 1100°F (593°C) a
5 1200°F (649°C) y más altas, se inicia una post-combustión
del monóxido de carbono contenido en los gases de regenera-
ción que abandonan la parte superior de la fase densa flui-
dificada de catalizador y da lugar a temperaturas elevadas
de 1500°F (815°C) y más altas en la fase diluída de cata-
10 lizador. Es sabido que las temperaturas superiores a unos
1500°F (815°C) son perjudiciales para el catalizador. La
esencia de esta invención reside en mantener la fase densa
fluidificada de catalizador a una temperatura tal que la
post-combustión de monóxido de carbono a dióxido de carbono
15 es iniciada en la fase densa fluidificada de catalizador y
completada en la fase diluída de catalizador con un aumen-
to solamente moderado de la temperatura, de manera que la
temperatura en la fase diluída de la zona de regeneración
no pasa de alrededor de 1455°F (790°C).

20 Esta post-combustión controlada se consigue controlando
la cantidad de monóxido de carbono en los gases de regene-
ración que abandonan la fase densa fluidificada de catali-
zador, de manera que la temperatura en la fase diluída de
catalizador esté comprendida aproximadamente entre 1375°F
25 (746°C) y unos 1455°F (790°C) y preferiblemente entre 1400°F
(760°C) y 1455°F (790°C).

Teniendo en cuenta las consideraciones ambientales, es
importante que la concentración de monóxido de carbono, que
se sabe que es un grave contaminante del aire, se mantenga
30 al nivel más bajo posible en los gases de chimenea de la re-

1 generación. En el procedimiento de esta invención, la concen-
tración de monóxido de carbono en los gases de chimenea de
la regeneración puede mantenerse a niveles de 500 ppm o me-
5 nos y generalmente a 10 ppm o menos, sin ningún tratamiento
adicional del gas de chimenea de la regeneración.

La cantidad de gas de regeneración conteniendo oxígeno
necesaria en la práctica del procedimiento de esta invención
dependerá del grado de contaminación por coque del cataliza-
dor introducido en la zona de regeneración. En general, se
10 introduce oxígeno en cantidad suficiente para efectuar la
combustión completa del coque del catalizador y proporcio-
nar una concentración de oxígeno en el gas de chimenea pro-
cedente de la zona de regeneración comprendida aproximada-
mente entre 1 y 10 moles por ciento y preferiblemente entre
15 3 y 10 moles por ciento. El gas de regeneración que contiene
oxígeno se introduce generalmente en la porción inferior de
la zona de regeneración; sin embargo, si se desea, una par-
te del gas de regeneración conteniendo oxígeno puede ser
introducida en la fase diluída de catalizador. Suministran-
do este exceso de oxígeno es posible reducir el contenido
20 de monóxido de carbono del gas de chimenea de la regenera-
ción a los bajos niveles antes mencionados.

En una realización del método de esta invención, se
emplean caudales todavía mayores de gas de regeneración con-
25 teniendo oxígeno con objeto de conseguir moderar la tempera-
tura de la fase densa fluidificada de catalizador y/o de la
fase diluída de catalizador de la zona de regeneración.

El gas de regeneración que contiene oxígeno, que pue-
de ser empleado en la práctica del procedimiento de esta in-
30 vención, incluye los gases que contienen oxígeno molecular

1 en mezcla con otros gases inertes. El aire constituye un gas
de regeneración especialmente adecuado. Otros gases que pue-
den ser empleados son el oxígeno en combinación con dióxido
de carbono y/u otros gases inertes. Además, si se desea, pue-
5 de agregarse vapor de agua como parte de la mezcla de gas
de regeneración.

En la puesta en práctica del método de esta invención
para obtener un catalizador regenerado con un contenido de
carbón en el catalizador regenerado del orden del 0,15 % en
10 peso o menos, es necesario mantener el catalizador contami-
nado de coque en la fase densa fluidificada del catalizador
en las condiciones antes mencionadas, durante un periodo de
unos 3 a 10 minutos. Naturalmente, pueden emplearse tiempos
de permanencia más prolongados aunque en general no se consi-
15 gue ninguna ventaja haciéndolo así. Es una ventaja del pro-
cedimiento de esta invención el que los tiempos de permanen-
cia del catalizador en la zona de regeneración pueden ser con-
siderablemente reducidos con respecto a los tiempos de perma-
nencia empleados en otros procedimientos de la técnica ante-
rior. Así, es posible hacer funcionar el procedimiento de
20 esta invención con una cantidad considerablemente reducida
de catalizador dentro de la unidad de craqueo catalítico flui-
dificado. El tiempo de permanencia del catalizador dentro de
la fase densa fluidificada de catalizador se mantiene al ni-
vel deseado ajustando la profundidad de la fase densa flui-
25 ficada de catalizador dentro de la zona de regeneración.

En general, la cantidad de coque contenida en el cata-
lizador contaminado de coque obtenido en las operaciones con-
vencionales de craqueo catalítico fluido estará comprendida
30 aproximadamente entre 0,8 y 1,0 kg de coque por kg de cata-

1 lizador. Esta cantidad de coque, si se quema para producir
un catalizador regenerado con un contenido de carbono del
orden de 0,15 % en peso o menos, proporcionará en la zona
de regeneración calor suficiente para mantener la fase den-
5 sa fluidificada de catalizador a la temperatura deseada. Sin
embargo, si el contenido de coque del catalizador contami-
nado es demasiado bajo para mantener la temperatura deseada
en la fase densa fluidificada de catalizador de la zona de
regeneración, puede introducirse aceite de antorcha en la
10 fase densa fluidificada de catalizador para suministrar la
energía calorífica necesaria.

La invención será ilustrada ahora mediante el siguien-
te ejemplo que no debe considerarse limitativo del alcance
de la invención.

15

EJEMPLO 1

20

25

30

En una planta piloto se hace funcionar un proceso con-
tinuo de craqueo catalítico fluidificado, donde se combina
la carga hidrocarbonada y catalizador regenerado limpio en
la porción inferior de un elevador y donde se descarga ca-
talizador y vapores hidrocarbonados por la parte superior
de dicho elevador en una vasija de reacción. En esta vasija
de reacción, el vapor hidrocarbonado se desprende del cata-
lizador de craqueo utilizado y el catalizador de craqueo se
mantiene como lecho fluidificado con la vasija de reacción
por debajo de la salida del elevador gracias a la acción de
vapor de agua de arrastre primario. Desde la vasija de reao-
ción es sacado continuamente el catalizador usado y pasado
a una sección de arrastre donde los vapores hidrocarbonados
arrastrables son separados del catalizador por la acción de
arrastre del vapor de agua. Desde la sección de arrastre el

1 catalizador usado es continuamente trasladado a una vasija
de regeneración. La vasija de regeneración está constituida
por una vasija cilíndrica vertical provista de medios para
introducir continuamente el catalizador usado en su interior.
5 medios para sacar el catalizador regenerado, un rociador si-
tuado cerca del fondo para la introducción del gas de regene-
ración que contiene oxígeno, v.g. aire, un separador de ci-
clón próximo a la parte superior de dicha vasija para la se-
paración del catalizador del gas de chimenea resultante de
10 la regeneración del catalizador y un conducto de evacuación
para sacar el gas de chimenea de la vasija de regeneración.
La vasija de regeneración está equipada con válvulas, tube-
rías, pares termoelectrónicos, manómetros, llaves para tomar
muestras y dispositivos para la medida del caudal necesarios
15 para obtener los datos dados en este ejemplo. En este ejemplo,
se introduce continuamente en la vasija de regeneración, a
través de una boquilla de entrada de catalizador, el catali-
zador usado a una temperatura de unos 950°F (510°C). En la
vasija de regeneración, el catalizador se mantiene en un le-
cho fluidificado denso empleando aire.
20

Hasta ahora, hemos utilizado el análisis ORSAT para
medir el contenido en CO del gas de chimenea. Se ha empre-
ndido un programa para determinar la precisión del análisis
ORSAT para concentraciones bajas de CO en los gases de chime-
25 nea. Como resultado de este programa, se ha encontrado que
el análisis ORSAT de los gases de chimenea para concentracio-
nes de CO comprendidas entre 0 y 0,4 moles por ciento es
altamente impreciso en comparación con las técnicas cromato-
gráficas de gases y los resultados del detector de CO MSA
30 modelo 47133.

1 Se realizaron tres pruebas de regeneración sobre la
unidad de craqueo catalítico fluidificado. Las pruebas se
realizaron a unas temperaturas de la fase densa fluidifica-
da de catalizador comprendidas aproximadamente entre 1250°F
5 (677°C) y 1375°F (746°C). El objeto de estas operaciones
era demostrar que a temperaturas intermedias de la fase
densa fluidificada de catalizador en la zona de regenera-
ción, dentro del intervalo indicado, podía obtenerse un ca-
talizador regenerado con un contenido de carbono en el ca-
talizador regenerado (CECR) de alrededor del 0,15 % en peso
10 o menos y que la post-combustión del monóxido de carbono
en la fase diluída de catalizador podía ser controlada de
manera que la temperatura de la fase diluída de catalizador
no pasara de unos 1450°F (788°C).

15 El material de carga utilizado en estas operaciones
presentaba las propiedades indicadas en la Tabla I. La Ta-
bla II contiene datos detallados sobre las condiciones de
operación y los rendimientos de producto obtenidos en las
operaciones experimentales de este ejemplo.

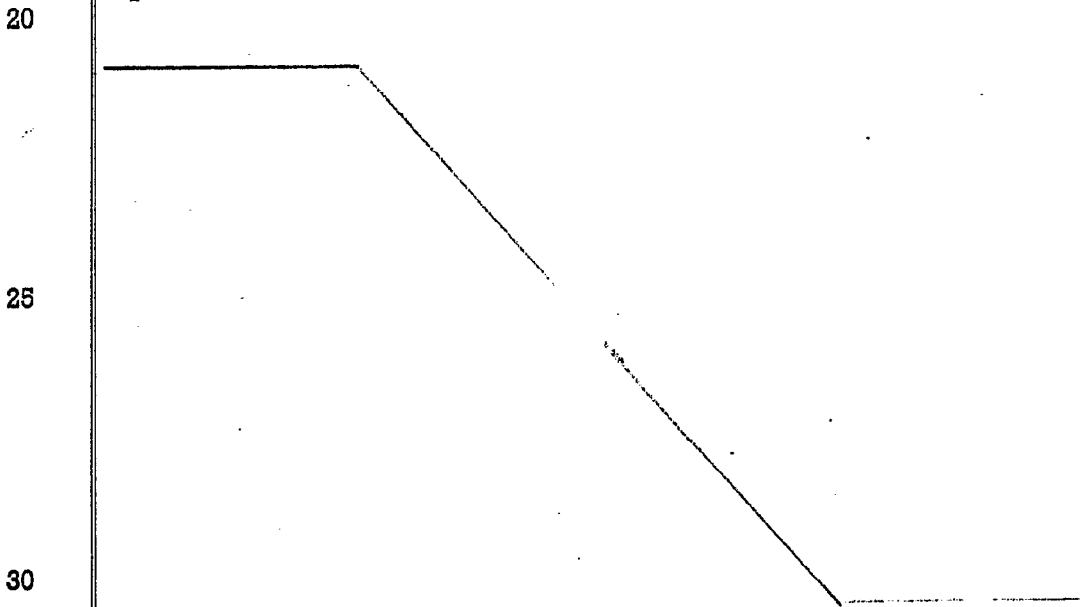


TABLA I

Evaluación del material de carga

1

5

10

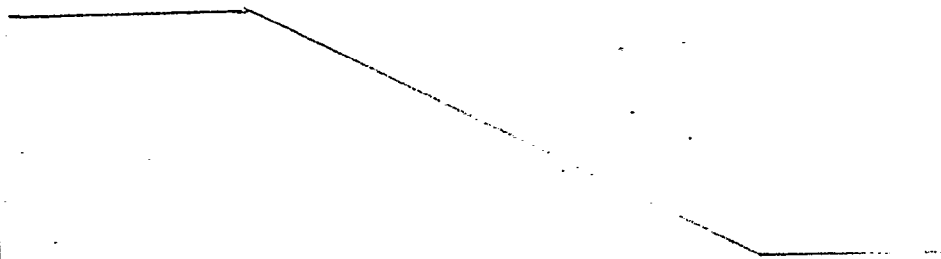
15

20

25

30

<u>Descripción</u>	<u>Alimentación de gas-oil a la unidad de CCF</u>
Densidad, °API	29,5
Punto de anilina, °F (°C)	180,5 (82,5)
Azufre, rayos X, % en peso	0,41
Destilación ASTM, °F (°C)	
p.e. inicial/5	334 (168,8)
10/20	540/584 (282,2/ 306,7)
30/40	611/638 (321,7/ 336,7)
50	658 (347,8)
60/70	-
80/90	-
95/punto final	-
Indice de bromo	-
Residuo de carbono Conradson, % en peso	0,10
Aromáticos, % en peso	40,2
Indice de refracción a 25°C	1,486
Nitrógeno básico, ppm en peso	199
Nitrógeno total, ppm en peso	329
Viscosidad, centistokes a 100°F (37,8°C)	±80
Absorbancia UV a 285 m	4,41
Insolubles en pentano, % en peso	0,07



1

TABLA IIA

Condiciones de operación y rendimiento de la unidad CCF (Sección del reactor)

Op. nº	Elevador del reactor		Velocidad espacial, libras de aceite/hora	Proporción de catalizador/aceite, % en volumen	Conversión de gas-oil del reactor, %	Rendimiento de coque, %
	Temp. F (°C)	Entrada Salida				
2616-G2	699 (370,6)	964 (517,8)	5,10	6,9	79,39	7,28
2616-H	697 (369,4)	967 (519,5)	4,98	7,0	79,72	7,27
2616-I	697 (369,4)	962 (516,6)	5,05	6,6	78,89	6,75

5

10

TABLA IIB

Condiciones de operación y rendimiento de la unidad CCM' (Sección de regeneración)

Oper. nº	Circulación de catalizador lib.(kg)/h	Temp. de la fase densa, OF (°C)	Temp. de la fase diluida, OF (°C)	Post-combustión, OF (°C)	Rendimiento de coque, % en peso de CHG	Coque quemado, % del catalizador circulante	Análisis del gas de menea % en moles (ORSAT)			
							O ₂	CO ₂	CO	
2616-G2	394 (178,7)	1349(731,7)	1417(769,4)	68(37,7)	7,28	1,06	4,67	12,13	0,13	<500ppm
2616-H	384 (174,2)	1355(734,9)	1435(779,4)	80(44,4)	7,27	1,04	3,95	12,15	0,30	<500ppm
2616-I	373 (169,2)	1304(706,6)	1455(780,5)	151(83,9)	6,75	1,02	5,53	11,93	0,20	<500ppm

15

20

El análisis ORSAT para el monóxido de carbono a bajas concentraciones es altamente impreciso. Sobre la base de otras muestras de control, cuyos datos no se incluyen en esta tabla, las concentraciones reales de monóxido de carbono para todas las operaciones anteriores están comprendidas entre 0 y 500 ppm.

25

30

TABLA IIA

Condiciones de operación y rendimiento de la unidad CC

Op. nº	Caudal de carga al reactor, l/hora	Elevador del reactor		Velocidad espacial, litros de aceite/hora	Velocidad espacial horaria ponderal en el reactor por encima del elevador, libras (kg) de aceite/hora	Proporcionador kg/
		Temp. °F (°C)				
		Entrada	Salida			
2616-G2	29,25	699 (370,6)	964 (517,8)	5,10	1,87 (0,848)	6
2616-H	28,56	697 (369,4)	967 (519,5)	4,98	1,77 (0,803)	7
2616-I	29,01	697 (369,4)	962 (516,6)	5,05	2,34 (1,06)	6

TABLA IIB

Condiciones de operación y rendimiento de la unidad CC

Oper. nº	Circulación de catalizador lib.(kg)/h	Temp. de la fase densa, °F (°C)	Temp. de la fase diluida, °F (°C)	Post-combustión, °F (°C)	Rendimiento de que, % peso d CHG
2616-G2	394 (178,7)	1349(731,7)	1417(769,4)	68(37,7)	7,28
2616-H	384 (174,2)	1355(734,9)	1435(779,4)	80(44,4)	7,27
2616-I	373 (169,2)	1304(706,6)	1455(780,5)	151(83,9)	6,75

El análisis ORSAT para el monóxido de carbono a bajas concentraciones base de otras muestras de control, cuyos datos no se incluyen en esta monóxido de carbono para todas las operaciones anteriores están compre

1

5

10

15

20

25

30

TABLA IIA

Funcionamiento de la unidad CCF (Sección del reactor)

Velocidad espacial horaria ponderal en el reactor por encima del elevador, libras (kg) de aceite/hora	Proporción de catalizador/aceite, kg/kg	Conversión de gas-oil de gas-oil % en volumen	Rendimiento de coque, % del peso de gas-oil	Nafta D.B.	
				Rend, % en vol.	Octano RON(O)
1,87 (0,848)	6,9	79,39	7,28	63	91,1
1,77 (0,803)	7,0	79,72	7,27	62	99,1
2,34 (1,06)	6,6	78,89	6,75	68	90,0

TABLA IIB

Funcionamiento de la unidad CCF (Sección de regeneración)

Temperatura de la cataluina, °C)	Post-combustión, °F (°C)	Rendimiento de coque, % en peso de CHG	Coque quemado, % del peso de catalizador circulante	Análisis del gas de chimenea % en moles (ORSAT)			
				O ₂	CO ₂	CO	CO
769,4)	68(37,7)	7,28	1,06	4,67	12,13	0,13	<500ppm
779,4)	80(44,4)	7,27	1,04	3,95	12,15	0,30	<500ppm
780,5)	151(83,9)	6,75	1,02	5,53	11,93	0,20	<500ppm

El carbono a bajas concentraciones es altamente impreciso. Sobre las que no se incluyen en esta tabla, las concentraciones reales de carbono anteriores están comprendidas entre 0 y 500 ppm.

1 Como puede observarse en la Tabla II, operando el
proceso de regeneración con una temperatura de la fase densa
fluidificada del catalizador comprendida aproximadamente en-
tre 1304°F (707°C) y 1355°F (735°C) se obtiene una "post-
5 combustión controlada" del monóxido de carbono en la fase
diluida de catalizador, donde las temperaturas en la fase di-
luida de catalizador oscilan aproximadamente entre 1417°F
(769°C) y 1455°F (790°C). En estas operaciones, el caudal
de aire de regeneración se mantuvo a un nivel tal que el
10 contenido en oxígeno del gas de chimenea estaba comprendido
aproximadamente entre 3,95 y 5,5 moles por ciento. En todas
las operaciones, se obtuvo un catalizador regenerado con un
contenido de carbono en el catalizador regenerado (CECR) de
0,15 % en peso o menos aproximadamente.

15 En otra operación, realizada en condiciones similares,
en la que la fase densa fluidificada de catalizador se mantu-
vo a una temperatura de 1261°F (683°C), la post-combustión
fué aproximadamente de 113°F (63°C). En el gas de chimenea
de la regeneración había aproximadamente 3 moles por ciento
20 de oxígeno. Sin embargo, el contenido de monóxido de carbo-
no del gas de chimenea era alto (0,95 moles por ciento). En
otra operación, los datos obtenidos indican que a una tempe-
ratura de la fase densa fluidificada de catalizador de
1275°F (690°C) aproximadamente, se producía cierta post-com-
25 bustión como indicaba el valor del contenido de monóxido de
carbono en el gas de chimenea. En otra operación a una tempe-
ratura de la fase densa fluidificada de catalizador de apro-
ximadamente 1315°F (713°C), se produjo una post-combustión
considerable como evidenciaba el menor contenido de monóxido
30 de carbono en el gas de chimenea. Sin embargo, en estas ope-

1 raciones, el contenido en oxígeno del gas de chimenea era
bajo (inferior a un mol por ciento) dando lugar a una con-
versión incompleta del monóxido de carbono.

5 La post-combustión obtenida en las tres operaciones,
presentada en la Tabla II, oscilaba aproximadamente entre
11°F (6,1°C) y 151°F (83,9°C) y se obtuvo con un exceso de
oxígeno presente en el gas de chimenea de regeneración en
10 una cantidad de 3,95 a 5,53 moles por ciento. Comparando la
operación 2616-H con la operación 2616-G2 (temperaturas de
la fase densa fluidificada del catalizador aproximadamente
equivalentes), se observa el efecto de un mayor exceso de
oxígeno sobre la reducción del monóxido de carbono en el
gas de chimenea.

15 En resumen, la Patente de Invención que se solicita
deberá recaer sobre las siguientes:

REIVINDICACIONES

20 1. Un procedimiento para la regeneración de un cata-
lizador de craqueo catalítico fluidificable, contaminado
de coque, que ha sido parcialmente desactivado por los de-
pósitos carbonosos y que consiste en introducir continua-
mente el catalizador contaminado de coque en una fase den-
sa de catalizador de una zona de regeneración que compren-
de una sola fase densa fluidificada de catalizador en la
25 sección inferior de la zona de regeneración, mantenida a
una temperatura suficiente para permitir la combustión de
los depósitos carbonosos y una fase diluída en la sección
superior de la zona de regeneración, poner en contacto el
catalizador contaminado de coque en la zona de regenera-
ción con una corriente ascendente de gas de regeneración
30 que contiene oxígeno efectuando así la combustión de los

1 depósitos carbonosos del catalizador contaminado de coque,
recuperar un gas de chimenea que contiene monóxido de car-
bono y recuperar un catalizador regenerado con una conta-
minación reducida de coque, cuyo procedimiento se caracte-
5 riza por:

a) mantener la fase densa fluidificada de catalizador
de la zona de regeneración a una temperatura comprendida
aproximadamente entre 1275°F (690°C) y 1350°F (732°C);

10 b) mantener el catalizador en la fase densa fluidifi-
cada de catalizador de la zona de regeneración durante un
tiempo de permanencia de unos 3 a 10 minutos y

15 c) poner en contacto el catalizador contaminado de
coque en la zona de regeneración con una corriente ascen-
dente de gas de regeneración que contiene oxígeno en una
proporción en exceso sobre la requerida para efectuar la
combustión del coque a dióxido de carbono y para propor-
20 cionar alrededor de 1 a 10 moles por ciento de oxígeno en
el gas de chimenea, para recuperar con ello un gas de chi-
menea de la zona de regeneración que contiene monóxido de
carbono en una proporción del orden de 0 a 500 ppm, recupe-
rar un catalizador regenerado de la fase densa fluidifica-
da de catalizador de la zona de regeneración con un conte-
nido en carbono no superior a alrededor del 0,15 % en pe-
so y mantener la fase diluída de catalizador de la zona
25 de regeneración a una temperatura comprendida aproximadamen-
te entre 1375°F (746°C) y 1455°F (790°C).

2. Un procedimiento según la Reivindicación 1, caracte-
rizado porque el gas de regeneración que contiene oxígeno
es aire.

30 3. Un procedimiento según las Reivindicaciones 1 o
2, caracterizado porque el catalizador contaminado de coque

1 se pone en contacto en la zona de regeneración con un gas
de regeneración que contiene oxígeno en cantidad suficien-
te para proporcionar alrededor de 3 a 10 moles por ciento
de oxígeno en el gas de chimenea procedente de la zona de
5 regeneración.

4. Un procedimiento según cualquiera de las preceden-
tes reivindicaciones, caracterizado porque la fase densa
fluidificada de catalizador de la zona de regeneración se
mantiene a una temperatura comprendida aproximadamente en-
10 tre 1300°F (704°C) y 1350°F (732°C) y la fase diluida de
catalizador de la zona de regeneración se mantiene a una
temperatura comprendida aproximadamente entre 1400°F
(760°C) y 1455°F (790°C).

5. Se reivindica por ultimo como objeto sobre el que
15 ha de recaer la Patente de Invención que se solicita por:
UN PROCEDIMIENTO PARA LA REGENERACION DE UN CATALIZADOR
DE CRAQUEO CATALITICO FLUIDIFICABLE.

Todo conforme queda descrito y reivindicado en la
presente Memoria descriptiva que consta de veintitres pá-
20 ginas mecanografiadas .

Madrid, 22 de Diciembre de 1975
BERNARDO UNGRIA.

P. C.



25

30