



389971

389971

389971

MEMORIA DESCRIPTIVA

correspondiente a la solicitud de una

PATENTE DE INVENCION

SECCION TECNICA
CLASIFICACION I.P.C.
CLASE <u>B01</u>
SUBCLASE <u>J</u>

Solicitante: PULLMAN INCORPORATED

Domicilio: 200 South Michigan Avenue, CHICAGO, ILLINOIS,
ESTADOS UNIDOS

Enunciado: "UN METODO PARA PONER EN CONTACTO POR ETAPAS
POR LO MENOS UN REACTIVO FLUIDO CON UN MATERIAL
SOLIDO EN FORMA DE PARTICULAS FLUIDIZABLES EN -
UN RECIPIENTE UNITARIO DE REACCION".

PRIORIDAD: de la solicitud de patente estadounidense
nº.46.985 del 17 de Junio de 1.970

FB.



5 El invento se refiere a reacciones en varias etapas que utilizan materiales sólidos fluidizados. En un aspecto, está relacionado con un proceso en varias etapas para la eliminación por oxidación de depósitos carbonosos de los materiales fluidizados en forma de partículas. Un modo de realización particular del invento está relacionado con la regeneración por etapas de catalizadores fluidizados para cracking catalítico, que han sido usados.

10 Existe un cierto número de procesos continuos que utilizan técnicas de sólidos fluidizados, por ejemplo procesos de oxidación, hidrogenación, cloruración, y procesos de conversión de hidrocarburos, etc. En estos últimos procedimientos la reacción hace que los materiales carbonosos se depositen en los sólidos dentro de la zona de reacción, siendo dichos sólidos transportados durante el desarrollo del ciclo a otra zona donde dichos depósitos de carbono son eliminados, por lo menos parcialmente, por combustión en un medio que contiene oxígeno. Los sólidos procedentes de esta última zona se extraen a continuación y se introducen de nuevo en totalidad o en parte en la zona de reacción. Entre estos procesos se encuentran los procesos de coquización fluida, de hidroformación fluida, de cracking catalítico fluido, etc.

25 Uno de los procesos más importantes de esta naturaleza es el proceso de cracking catalítico fluido para la transformación de hidrocarburos con punto de ebullición relativamente elevado en hidrocarburos con punto de ebullición más reducido, del tipo de gasolina. El hidrocarburo utilizado está puesto en contacto en una o más

30



zonas de reacción de cracking, estando el catalizador de cracking en particular mantenido en estado fluidizado bajo unas condiciones adecuadas para la transformación de los hidrocarburos.

5 El efluente gaseoso procedente de la zona de reacción es mandado a una zona de recuperación de productos donde el catalizador se hace pasar generalmente por una zona de separación con el objeto de eliminar los hidrocarburos que pueden ser separados de las partículas.

10 El catalizador separado se introduce a continuación en una zona de regeneración fluidizada en la cual el material carbonoso no separable es puesto en contacto con un gas que contiene oxígeno, por ejemplo aire, en unas condiciones tales que la mayor parte del carbono situado en las

15 partículas de catalizador es eliminado de ellas por combustión. A continuación se introduce el catalizador regenerado caliente en la zona de cracking para completar el proceso cíclico. Se toman unas disposiciones para recuperar e introducir de nuevo en el aparato, el catalizador arrastrado por los efluentes gaseosos procedentes de

20 las zonas de reacción y de regeneración.

En la zona de regeneración, que está generalmente situada en el interior del recipiente de mayores dimensiones del sistema, una práctica actual consiste en

25 emplear en el regenerador condiciones de trabajo que favorezcan unas elevadas velocidades de combustión del carbono. Estas condiciones de trabajo incluyen elevadas temperaturas de la capa de material, generalmente en una región superior a los 621°C (1150°F) y preferentemente

30 superior a los 635°C (1175°F), por ejemplo incluida entre



649°C y 677°C (1200°F y 1250°F), aproximadamente. Ya que la velocidad de combustión del carbono se reduce mucho a niveles bajos de carbono en el catalizador regenerado, en la práctica actual se suele limitar el nivel de carbono mínimo obtenible a 0,2% en peso aproximadamente, y más generalmente a valores incluidos en la región de 0,3 - 0,4%.

Sin embargo, es sabido que el grado de contenido de carbono en el catalizador regenerado tiene una gran influencia sobre la conversión y la distribución del producto obtenidas en la zona de reacción, particularmente en los reactores de cracking de fase diluida con tiempo de contacto corto. Por ejemplo, con condiciones de trabajo constantes y una producción constante de coque, una reducción del porcentaje del carbono en el catalizador en forma de tamiz regenerado desde 0,35 aproximadamente hasta 0,1 aproximadamente, producirá típicamente un aumento de la conversión (es decir de la desaparición del gas-oil encima de 221°C (430°F), de aproximadamente 2,5% en volumen, obteniéndose el incremento de conversión a costa de una menor producción de un fuel-oil pesado menos valioso. De la misma manera, una reducción del carbono en el catalizador en forma de tamiz regenerado desde 0,2% aproximadamente hasta 0,05% en peso aproximadamente mejorará la conversión en 2% en volumen aproximadamente, o más, y mejorará el rendimiento de gasolina en 1,4% en volumen aproximadamente, o más.

En la técnica anterior se han propuesto algunos métodos para regeneración por etapas en capas densas fluidizadas, con el objeto de obtener niveles de carbono



residuales bajos en el catalizador regenerado y/o reducir las necesidades de catalizador. Estos métodos exigen que el catalizador procedente de la penúltima etapa esté en contacto a temperaturas de regeneración relativamente elevadas con un exceso de gas de regeneración fresco de fuerza máxima en la última etapa.

Estos métodos necesitan usualmente que las etapas sean realizadas en recipientes separados que contienen cada uno una densa capa de catalizador y una fase dispersa encima de ella. En la última etapa, la combinación de una temperatura de regeneración relativamente elevada con considerables cantidades de oxígeno en exceso en el gas de regeneración parcialmente usado que sale de dicha etapa, produce a menudo importantes problemas de post-combustión en el espacio situado encima de la última capa que contiene la fase dispersa.

De acuerdo con el invento, se facilita un método para poner en contacto en varias etapas, por lo menos un reactivo fluido, con un material sólido en forma de partículas fluidizables en un recipiente de reacción unitario, que consiste en: mantener en dicho recipiente dos capas densas fluidizadas de este material sólido, en las cuales el nivel superior de la primera capa se extiende a través de la totalidad de la superficie transversal no obstaculizada de dicho recipiente, y una porción de dicha primera capa está superpuesta directamente sobre la segunda capa, hacer pasar material sólido a dicha primera capa; hacer pasar una primera corriente que contiene el reactivo fluido por dicha primera capa; transformar por lo menos parcialmente el reactivo en dicha primera capa;

389971



5 hacer pasar material sólido desde dicha primera capa hasta la segunda capa; introducir una segunda corriente que contiene el reactivo fluido en dicha segunda capa, y transformar, por lo menos parcialmente, el fluido reactivo contenido en dicha segunda corriente, en dicha segunda capa.

10 A continuación se describirá el invento, con más detalles para la regeneración de un catalizador de conversión de hidrocarburos, que ha sido utilizado. Sin embargo, el invento puede aplicarse a numerosos otros procesos que utilizan material sólido fluidizable, por ejemplo procesos catalíticos de contacto, reducción de óxidos metálicos, y reacciones de hidrogenación, cloruración, sustitución y adición.

15 De acuerdo con un aspecto particular del invento, el material sólido incluye un catalizador de conversión de hidrocarburos usado que tiene un material carbonoso depositado en él que es tratado en un recipiente de regeneración unitario con un gas de regeneración que
20 contiene oxígeno, por ejemplo oxígeno sustancialmente puro, aire, o aire enriquecido con oxígeno, para constituir dichas corrientes gaseosas.

25 En un modo de realización del invento, se introduce en las primera y segunda capas un gas de regeneración que contiene oxígeno fresco. En otro modo de realización, el gas que contiene oxígeno que se introduce en la última etapa atraviesa sucesivamente cada etapa anterior de regeneración de modo que el gas de regeneración introducido en la segunda capa esté constituido por un
30 gas de regeneración parcialmente usado.

389971



BR. 1971

El contenido de oxígeno de los gases de regeneración usados que salen del nivel superior de la primera capa ha de ser mantenido a una concentración suficientemente pequeña para impedir una post-combustión no controlada debida a la combustión de CO con un exceso de oxígeno transformándose así en CO₂ en la porción superior del recipiente de regeneración que contiene la fase diluida. Sin embargo, si se desea, se puede conservar un cierto grado de post-combustión para producir calor que se recupera en gran parte por las partículas del catalizador arrastradas con los gases de regeneración usados y que a continuación vuelven a la capa densa, por ejemplo por uno o varios tubos de inmersión del tipo de ciclón. El efecto producido por una post-combustión controlada es un aumento de la temperatura de regeneración, quedando las demás condiciones constantes. A temperaturas de la capa de regeneración superiores a 621°C (1150°F), el contenido de oxígeno del gas de regeneración usado que sale del nivel superior de la primera capa no ha de ser superior a 4,0% molar, y preferentemente ha de mantenerse entre 0,5 y 2,0% molar. A las temperaturas y concentraciones de oxígeno mencionadas más arriba, y con las velocidades de gas que se utilizan normalmente, se puede mantener una post-combustión controlada inferior a 51,7°C (125°F), (medida por la diferencia de temperatura entre los gases de escape en la parte superior de la fase dispersa del recipiente del regenerador y la primera capa), y esta temperatura puede ser mantenida entre 3,9°C y 23,9°C (25°F y 75°F).

30

En una capa densa fluidizada adecuadamente di-

389971



ABR. 1971

señada que funciona a las velocidades superficiales del gas que se utilizan normalmente, es decir superior a 30,48 cm/segundo aproximadamente (1,0 pies/segundo), se produce una mezcla sustancialmente perfecta de las partículas sólidas, y las muestras sólidas tomadas en puntos diferentes de esta capa e igualmente en la salida de las partículas sólidas tendrán virtualmente la misma composición. Los gases de fluidización sin embargo, atraviesan la capa sustancialmente a manera de circulación en serie. En el caso de regeneración del catalizador usado, el gas de fluidización reacciona igualmente y por tanto la concentración de oxígeno del gas disminuirá con la altura de la capa. La siguiente tabla indica los niveles de concentración de oxígeno a diferentes alturas de la capa cuando se introduce aire de regeneración a razón de aproximadamente 21% molar de oxígeno con una velocidad de 76,36 cm/segundo (2,5 pies/segundo) aproximadamente, en cantidades tales que el gas usado que sale por la parte superior de la capa contenga aproximadamente 1,2% molar de oxígeno.

TABLA I

<u>Porcentaje de distancia de la capa (desde el fondo a la parte superior)</u>	<u>Concentración de oxígeno por ciento del volumen</u>
0	21
20	12
40	7
60	4
80	2
100	1,2

El contenido de oxígeno del gas de regenera-

389971



1971

5

ción usado que sale de la segunda capa ha de ser como mínimo de 0,5% molar y no ha de ser sustancialmente inferior al del gas de regeneración usado que sale de la primera capa. Preferentemente debe mantenerse a un nivel más elevado.

10

En razón de la ausencia de una fase diluida de gas entre las capas, no existe peligro de post-combustión no controlada del gas de regeneración que sale de una capa y que pasa directamente a la siguiente a pesar de la concentración de oxígeno y de la temperatura relativamente elevadas de dicho gas.

15

En un modo de realización del invento, las concentraciones de oxígeno de los gases de regeneración que salen de las primeras y segundas capas no son sustancialmente diferentes, y la porción de la primera capa que está situada inmediatamente encima de la segunda capa sirve principalmente como zona de intercambio térmico. Esta etapa de intercambio térmico es una característica importante del invento, porque la temperatura del gas de regeneración usado que sale de la segunda capa después del intercambio térmico, es reducida a un nivel aproximadamente igual a la del gas de regeneración usado restante que sale de la primera capa. Cualquier defecto de funcionamiento o fallo mecánico del equipo debido a una distribución desigual de las temperaturas en el espacio del regenerador encima del nivel superior de la capa, se ve así reducido o impedido. Además, el calor recuperado por este intercambio térmico del gas de regeneración usado, procedente de la segunda capa en contacto con el catalizador de la primera capa sirve para elevar la temperatura de la

20

25

30

389971



1971

5 primera capa e indirectamente también de la segunda capa, aumentando así las velocidades de combustión en ambas etapas. El intercambio térmico se realiza muy rápidamente y, en las instalaciones comerciales, generalmente, se necesita solamente sumergir la entrada de la segunda capa aproximadamente 30,48 á 91,44 cm. (1 á 3 pies), aproximadamente, por debajo del nivel superior de la primera capa.

10 En otro modo de realización del invento, la concentración de oxígeno del gas de regeneración usado que sale de la segunda capa es mantenida a un nivel superior al de la concentración del gas que sale de la primera capa. En este modo de realización, la porción de la primera capa que está situada inmediatamente encima de
15 la segunda capa, tiene no solamente una función de intercambio térmico, sino también una función de regeneración. La posición de la salida de gas procedente de la segunda etapa ha de mantenerse a una cierta distancia debajo del nivel superior de la primera capa, de modo que la concentración de oxígeno del gas de regeneración que circula
20 hacia arriba a través de la primera capa, a esta altura, no sea sustancialmente inferior a la concentración de oxígeno del gas de regeneración que sale de la segunda capa. Preferentemente, la concentración de oxígeno del gas que
25 fluye hacia arriba a través de la primera capa debe ser, a la altura mencionada más arriba, aproximadamente igual o superior a la concentración del gas que sale de la segunda capa. En el caso de que las concentraciones de oxígeno de los gases de regeneración de las primera y segunda
30 capas sean aproximadamente iguales a esta altura, la

389971



porción de la primera capa que está situada directamente encima de la segunda capa constituye verdaderamente una prolongación de la primera capa.

5 Sin embargo, no es necesario que las concen-
traciones de oxígeno sean aparejadas. Por ejemplo, la
concentración de oxígeno en el gas usado que sale de la
segunda capa puede ser considerablemente inferior, por
ejemplo menos de 50% del oxígeno contenido en el gas que
fluye hacia arriba en la primera capa a la misma altura.
10 Esto ocurre por ejemplo cuando el orificio de salida de
gas procedente de la capa de la segunda etapa, está man-
tenido cerca o adyacente al orificio de entrada de gas de
regeneración de la primera capa. Unos medios, por ejem-
plo unos deflectores adecuados, pueden disponerse en la
15 primera capa cerca del orificio de salida de gas de la
segunda capa para ayudar a realizar la mezcla del gas de
regeneración que sale de la segunda capa con el gas de
regeneración de la primera etapa.

20 La separación de las capas puede ser reali-
zada por unos deflectores que constituyen unas cámaras
provistas de paredes de configuración adecuada. Los de-
flectores pueden extenderse desde una porción de la pa-
red del recipiente hasta otra, dividiendo así el reci-
piente en secciones, que están cada una limitadas por
25 una porción de la pared del recipiente y por el deflec-
tor. Igualmente, el deflector puede tener una forma ge-
neralmente cilíndrica y estar provisto de una superficie
transversal más reducida que la del recipiente principal
y puede estar situado de tal manera que la capa de la
30 primera etapa esté contenida en la porción anular del re

389971



1971

5 recipiente que rodea el deflector vertical cilíndrico, man-
 teniéndose por ejemplo la capa de la segunda etapa en
 el interior de la estructura del deflector cilíndrico.
 Dentro de la estructura del primer deflector, pueden si-
10 tuarse deflectores suplementarios que sirven para facili-
 tar etapas complementarias, conteniendo cada una de ellas
 una capa densa fluidizada de catalizador. La superficie
 de la sección transversal de las estructuras de deflec-
15 tor que las rodea puede tener una forma distinta de cír-
 culos, por ejemplo la forma de elipse particularmente
 ventajosa cuando no es posible situar la segunda etapa
 en el centro del recipiente de regeneración. En varian-
 te, la segunda capa puede situarse directamente debajo
 de la primera capa, estando las capas separadas por unos
20 medios que evitan un retro-mezclado importante del cata-
 lizador procedente de la segunda capa con el de la pri-
 mera.

 La configuración de la porción inferior del
 recipiente del regenerador dependerá parcialmente de la
25 posición que se desea dar al orificio de salida de gas
 de la segunda etapa. Si se sitúa el orificio de salida
 justo a unos pocos decímetros por debajo del nivel supe-
 rior de la primera capa y si se utiliza la porción de la
 primera capa que está situada directamente encima de la
30 segunda capa, principalmente como zona de intercambio
 térmico, de la manera descrita más arriba, las dos capas
 se mantienen usualmente en una posición virtualmente ho-
 rizontal la una respecto a la otra, y la porción del re-
 cipiente inferior que contiene estas capas, tiene enton-
 ces un diámetro uniforme.

389971



Cuando se aumenta la concentración de oxígeno del gas usado que sale de la segunda capa así como la distancia del orificio de salida desde la segunda capa hasta el nivel superior de la primera capa, puede ser ventajoso disponer una prolongación de diámetro más pequeño en el recipiente para contener por lo menos una porción de la segunda etapa en el caso de un proceso de regeneración en dos etapas, o por lo menos la última etapa de un proceso multi-etapas que contiene tres o más etapas.

Se sitúan en la entrada del catalizador hacia una etapa de regeneración siguiente (dicha entrada sirve también normalmente de salida de gas), unos medios para reducir al mínimo el retro-mezclado del catalizador entre etapas, es decir para evitar, en caso de regeneración en dos etapas, que el catalizador procedente de la segunda etapa fluya a la primera. Estos medios son bien conocidos en la técnica e incluyen, por ejemplo, una reducción de diámetro del orificio de salida de gas por medio de deflectores para aumentar la velocidad del catalizador que penetra en la segunda etapa de modo que el gas de regeneración usado procedente de la segunda etapa fluya hacia arriba a través de dicha abertura sin arrastrar una cantidad apreciable de catalizador con él. Otros medios adecuados incluyen un recubrimiento, por ejemplo una cabeza en forma de plato, provista de orificios espaciados en ella, siendo la superficie total de dichos orificios tal que se aumente también en este caso la velocidad del catalizador que penetra en la segunda etapa. Igualmente, el retro-mezclado puede ser reducido mante-

389971



niendo una velocidad de gas reducida, por ejemplo inferior a 30,48 cm/segundo (1 pie/segundo) en la segunda etapa.

5 Según la posición del recipiente del regenerador con relación al recipiente o a los recipientes que contienen las zonas de reacción y de separación, los medios y el punto de introducción del catalizador usado en la primera capa pueden variarse en grado importante. Por ejemplo, en las instalaciones de cracking vertical-
10 les, se utilizan columnas y tubos ascendentes sustancialmente verticales e internos, para el transporte del catalizador hasta y desde la zona de regeneración. Las grandes instalaciones comerciales pueden necesitar la utilización de uno o más tubos ascendentes y de una o
15 varias columnas. Por este motivo, puede ser necesario utilizar igualmente en la zona de regeneración una o varias primeras etapas en paralelo y/o una o varias segundas y siguientes etapas en paralelo. A título de ilustración, una instalación de cracking vertical, con el separador situado encima del regenerador, puede necesitar
20 solamente una columna para introducir el catalizador usado desde la zona de separación hasta el regenerador, y dos tubos ascendentes por los cuales pasa el catalizador regenerado. En tal caso una primera etapa puede utilizarse con dos segundas etapas paralelas y decaladas centralmente a partir de las cuales cuelgan los tubos ascendentes de salida. Cada segunda etapa de regeneración se realiza en una capa contenida en una estructura de deflector que rodea una porción inferior del tubo ascendente.
25
30

389971



1971

Los gases de regeneración frescos que contienen oxígeno, que sirven igualmente como medio de fluidización, son introducidos en la porción inferior de por lo menos la primera y la última capa. Igualmente es posible añadir gas de regeneración fresco en cualquier etapa intermedia, para aumentar la concentración de oxígeno en esta etapa. Generalmente, los gases de regeneración frescos tienen la misma composición, por ejemplo aire, pero es igualmente posible utilizar gases de regeneración frescos con una concentración de oxígeno diferente, por ejemplo uno de ellos puede ser aire, mientras que el otro puede ser aire enriquecido con oxígeno o incluso oxígeno sustancialmente puro.

Se mantiene una fase diluida común en la porción superior del recipiente, alojando preferentemente dicha porción un equipo tal como ciclones para la recuperación de las partículas sólidas arrastradas por los gases que salen de las capas. Para reducir las velocidades de arrastre cuando se utilizan velocidades superficiales relativamente elevadas en la porción inferior, la porción superior del recipiente puede tener un mayor diámetro que la porción inferior.

Las condiciones de trabajo utilizadas en el proceso del invento para obtener bajos niveles de carbono residual en el catalizador regenerado, que sean inferiores a aproximadamente 0,25% en peso, utilizan una temperatura en la primera etapa de por lo menos 607,2°C (1125°F) aproximadamente, y preferentemente incluida entre 621°C y 690,4°C aproximadamente (1150°F y 1275°F). La segunda etapa es mantenida a una temperatura superior

389971



APR 1971

5 a la de la primera etapa en una gama incluida preferente
mente entre 649°C y 732°C, aproximadamente (1200°F y
1350°F). Cualquier etapa que siga a la segunda etapa
puede tener una temperatura inferior o igual o incluso
superior a la de la segunda etapa. El catalizador usado
es introducido en la primera etapa a una temperatura que
es preferentemente inferior en por lo menos 51,7°C (125°F),
respecto a la de la primera etapa. Las presiones utili-
zadas para la regeneración pueden variar desde la presión
10 atmosférica hasta unas presiones superiores a ésta. Las
velocidades superficiales del gas utilizadas en cada una
de las etapas han de estar incluidas entre 15,24 cm./se-
gundo (0,5 pie/segundo) y 182,88 cm./segundo (6 pies/se-
gundo) aproximadamente, y preferentemente entre 30,48 cm/
15 segundo (1 pie/segundo) y 147,10 cm./segundo (4,5 pies/
segundo), aproximadamente. Se puede eliminar en la pri-
mera etapa una mayor porción de los depósitos carbonosos,
y ésta porción puede ser por lo menos de 60% de la elimi-
nación total realizada en el proceso de regeneración.
20 Los gases que contienen oxígeno se suministran a las eta-
pas en cantidades relacionadas con el porcentaje deseado
de eliminación de carbono (teniendo en cuenta la presen-
cia de hidrógeno en el coque) que se desea realizar y
con la concentración deseada de oxígeno de los gases de
regeneración que salen de las etapas respectivas. Por
25 tanto, una porción principal del gas de regeneración
fresco total ha de ser introducida en la primera etapa.

Una ventaja importante del invento consiste
en la utilización eficaz de los reactivos fluidos en el
interior de un recipiente relativamente pequeño, ya que
30

389971



5 se pueden mantener presiones parciales relativamente elevadas de dichos reactivos fluidos en las etapas que siguen a la primera etapa, aumentando directamente dichas presiones parciales elevadas, las velocidades de reacción en el recipiente mientras que permiten simultáneamente que existan presiones parciales relativamente bajas de los reactivos en el nivel superior de la primera capa. Dichas presiones parciales bajas reflejan la utilización eficaz del reactivo en el proceso en conjunto.

10 Además, se obtienen ventajas suplementarias en procesos basados sobre reacciones exotérmicas es decir reacciones de oxidación, porque el calor suplementario que se desarrolla en la etapa o en las etapas que siguen a la primera etapa puede ser recuperado parcialmente en la primera etapa, reduciendo así la tendencia a reacciones secundarias indeseadas.

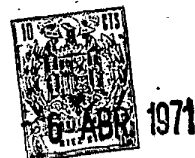
15 Además en el caso de procesos exotérmicos que utilizan sólidos sensibles a la temperatura, es decir catalizadores y particularmente catalizadores de cracking, el invento resulta particularmente ventajoso porque a las temperaturas elevadas, se realiza solamente una parte de la reacción, y como resultado de ello, los tiempos de estancia del catalizador a estas temperaturas más elevadas se reducirán de manera importante.

20 Otras ventajas suplementarias resultan del hecho de que la distribución del carbono residual en el catalizador es considerablemente más uniforme que la que se obtiene en los procesos de regeneración convencionales. Mediante la utilización del invento se producen efectos beneficiosos sobre la conversión y la distribución del produc-

25

30

389971



5 to que resultan de las concentraciones medias residuales de carbono muy bajas en el catalizador, y se producen efectos ventajosos suplementarios en razón de la distribución más uniforme del carbono en las partículas individuales del catalizador.

Después de describir así el invento en términos generales, se hará ahora referencia a los dibujos esquemáticos que ilustran unos modos particulares de realización del presente invento. Varios elementos que
10 incluyen los instrumentos, los dispositivos de control y otros equipos de tratamiento, han sido omitidos de estos dibujos para mayor sencillez.

La figura 1 representa una sección transversal longitudinal de la porción inferior de un recipiente cilíndrico de regeneración, en la que la segunda etapa
15 está completamente contenida en la porción inferior; y

La figura 2 representa una sección transversal longitudinal de la porción inferior de un recipiente de regeneración adaptada para regenerar un catalizador de conversión de hidrocarburos usados, en tres etapas, y en la cual una parte de la capa de la segunda etapa y la totalidad de la capa de la tercera etapa están
20 contenidas en el interior de una prolongación del recipiente de regeneración.

Haciendo ahora referencia a la figura 1, la porción inferior 1 de un recipiente cilíndrico de regeneración está provista de una estructura vertical de deflector 2 que divide dicha porción inferior en las secciones 3 y 4. La altura del deflector vertical puede
25 ser cambiada tal y como se indica por las líneas de pun-

30

389971



1971

tos 6, ya que la altura deseada depende de las condiciones de trabajo particulares utilizadas en el proceso de regeneración. Una primera capa fluidizada de catalizador que tiene un nivel superior 7 está mantenida en el interior de la sección 3, y una segunda capa fluidizada está mantenida dentro de la sección 4. Ambas capas están provistas de unos medios para introducir el gas de fluidización que sirve para la regeneración. En este caso, estos medios incluyen un anillo de aireación perforado 8 alimentado con aire por medio de la tubería 9 destinada a la primera capa y un anillo de aireación perforado 11 alimentado con la tubería de aire 12, destinado a la segunda capa. El catalizador usado procedente del reactor (que está situado encima del regenerador por lo menos por lo que se refiere a su orificio de salida), es introducido en la primera capa en la sección 3 por medio de la columna 13. La porción inferior de la columna está rodeada por un pozo 14 que sirve para impedir que el catalizador entrante sea derivado a la segunda etapa y entre en contacto directo con el aire de regeneración fresco, disminuyendo así la posibilidad de un sobrecalentamiento local y perjudicial del catalizador. El pozo está provisto de un anillo perforado 16 por el cual pasa el vapor o el aire de aireación procedente de la tubería 17. El catalizador atraviesa las etapas de regeneración en la dirección indicada por las flechas y sale de la segunda capa en la sección 4 por medio del tubo ascendente 18. Las circulaciones en dicha columna y en dicho tubo ascendente son controladas respectivamente por la válvula de tapón macizo 19 y el conjunto de vál-



389971

vula de tapón hueco 21. A través del vastago de válvula de tapón hueco 22 se introduce vapor de dispersión durante las operaciones de puesta en marcha y de parada, y se hace pasar aceite de hidrocarburo a través de la misma durante el funcionamiento normal. Para impedir el retro-
5 mezclado del catalizador procedente de la segunda capa con el de la primera, se provee la estructura de deflector vertical 2 de unos medios que sirven para limitar la abertura de dicha estructura. Esto está representado
10 esquemáticamente por medio del deflector dispuesto interiormente 23. En caso de necesidad, pueden utilizarse deflectores suplementarios en el interior de la porción superior de la estructura 2, extendiéndose por ejemplo desde la columna, para ayudar a evitar dicho retro-mez-
15 clado del catalizador. Igualmente pueden utilizarse unos deflectores (no representados) encima de la estructura para facilitar la distribución del gas procedente de la segunda capa a través de la primera. La estructura de deflector 2 de la segunda etapa puede, si se desea,
20 ser prolongada hacia abajo fuera del recipiente. Durante el funcionamiento, se introduce el catalizador usado en la primera capa contenida en la sección 3 donde es parcialmente regenerado por aire, y el catalizador parcialmente regenerado procedente de la primera capa es re-
25 generado más concretamente en la capa de la segunda etapa contenida en la sección 4, en presencia de una segunda corriente de aire de regeneración fresco, que fluye hacia arriba y pasa a la primera etapa por la abertura provista de deflectores.

30 En la figura 2, la porción inferior 101 del

389971

recipiente de regeneración está provista de una prolongación 102 que tiene una superficie de sección transversal más pequeña que la porción 101. Dentro de la prolongación, se utilizan unos medios para dividirla en secciones que se comunican y que son adecuadas para contener dos capas densas fluidizadas separadas, en las cuales se realizan los procesos de regeneración de las segunda y tercera etapas. Estos medios están indicados esquemáticamente por medio del deflector en forma de buñuelo 103. Unos deflectores suplementarios, por ejemplo deflectores en forma de disco (no representados) pueden utilizarse para asegurar que no se producirá ningún retro-mezclado apreciable de catalizador entre etapas. De la misma manera, la porción superior de la prolongación está provista de un deflector 104 situado interiormente para evitar de nuevo el retro-mezclado del catalizador entre la segunda capa y la primera capa contenidas en la porción de mayor superficie del recipiente 101. El deflector abocardado 106 sirve igualmente para facilitar la distribución de los gases que salen de la segunda etapa a través de toda la capa de catalizador contenida encima de ella. El aire de fluidización y de regeneración se introduce en las primera y tercera etapas respectivamente, por medio de un anillo de entrada de aire perforado 107 alimentado con aire a través de la tubería 108 y por un anillo similar de entrada de aire 119 alimentado con aire a través de la tubería 111. El catalizador usado es introducido por la parte superior a través de una columna 112 dispuesta céntricamente debajo del nivel 113 de la capa de la primera etapa, y el cataliza-

389971



1971

5 dor introducido es distribuido eficazmente a través de
la capa de la primera etapa por medio del deflector ho-
rizontal 114. El catalizador regenerado es extraído por
la tubería 116. Durante el funcionamiento, el cataliza-
dor usado es introducido en la primera etapa y distri-
buido a través de la capa. El gas de regeneración fres-
co introducido en dicha capa regenera parcialmente el
catalizador, y el catalizador parcialmente regenerado pro-
cedente de la primera capa pasa a la segunda capa donde
10 entra en contacto con los gases de regeneración parcial-
mente usados que fluyen hacia arriba desde la capa de
la tercera etapa para regenerar todavía más el cataliza-
dor, después de lo cual éste fluye a la capa de la ter-
cera etapa donde entra en contacto con gas de regenera-
15 ción fresco para completar el proceso de regeneración.
El control de las circulaciones de catalizador usado y
regenerado puede realizarse, por ejemplo, mediante válvu-
las correderas situadas en las tuberías 112 y 116. Se
entiende que, pueden utilizarse etapas suplementarias
20 disponiendo deflectores adecuados suplementarios en la
prolongación 102. Asimismo, el deflector 103 puede ser
omitido, adaptándose el aparato a un proceso en dos eta-
pas. Además, la estructura de deflector 102 puede ser
prolongada hacia arriba en la primera etapa, si se de-
25 sea, de modo que la concentración de oxígeno que sale de
la segunda etapa sea aproximadamente igual a la concen-
tración de oxígeno que existe a la misma altura en la
primera etapa.

30 Los siguientes ejemplos sirven para ilus-
trar y comparar el método del presente invento de regene

389971



5 ración de catalizadores de cracking a niveles de carbono residual muy pequeños, es decir de 0,05% en peso de carbono en el catalizador, en los sistemas representados en los dibujos o en las modificaciones de los mismos, con un método de regeneración convencional que obtiene el mismo nivel de carbono residual. En todos los casos, un catalizador del tipo de tamiz molecular comercialmente disponible, es regenerado con aire a una presión de 1,406 Kg/cm² (20 psig). El catalizador que ha estado puesto
10 previamente en contacto con un gas-oil pesado en condiciones de cracking en una zona de reacción y que a continuación ha sido separado del coque separable en una zona de separación, penetra en la primera etapa a una temperatura de 477,7°C (892°F). El coque residual después de la
15 separación contiene aproximadamente 8% en peso de hidrógeno y el porcentaje de carbono en el catalizador usado es de 0,85% en peso. Otras condiciones de trabajo comunes incluyen una relación de CO₂/CO de 0,9 en el gas que sale de la primera capa y una relación de 1,5 en el gas de escape que sale del recipiente del regenerador. Se
20 mantiene una post-combustión a -1,11 °C (30 °F) en la fase diluida encima de la primera capa, por medio de la combustión de una porción del monóxido de carbono que sale de la primera capa.

25

EJEMPLO 1

30

En este ejemplo, la regeneración se realiza en una operación convencional de capa densa fluidizada de una sola etapa. El aire es introducido en el recipiente de regeneración en cantidades tales que la concentración de oxígeno del gas usado que sale del nivel supe

389971



rior de la capa sea de aproximadamente 1,2% molar. El tiempo necesario para realizar la regeneración desde 0,85 hasta 0,05% en peso de carbono en el catalizador es de 6,58 minutos aproximadamente a una temperatura de la capa de catalizador de aproximadamente 662,7°C (1225°F).

EJEMPLO 2.

La regeneración del mismo catalizador del ejemplo 1, en las mismas condiciones de velocidad de circulación del catalizador, temperatura de entrada y presión de regeneración, se realiza en una operación en dos etapas, por ejemplo en un aparato del tipo representado en la figura 1. El 75% de la eliminación total del carbono se obtiene en la primera capa y un 25% en la segunda capa. El aire es introducido en cada una de dichas capas en cantidades tales que los gases de regeneración usados que salen de las primera y segunda capas tengan ambos una concentración de oxígeno de 1,2% molar. El orificio de salida del gas procedente de la segunda capa está mantenido debajo del nivel superior de la primera capa a una distancia de éste, que representa el 12% de la altura total eficaz de la primera capa. La temperatura de la capa de la primera etapa se mantiene en 634,4°C (1174°F), y la de la segunda capa en 664°C (1227°F). En tal caso, la porción de la primera capa situada directamente encima de la segunda realiza principalmente una función de intercambio térmico y se puede atribuir solamente una regeneración muy pequeña a la adición del gas pobre en oxígeno usado que sale de la segunda etapa. El tiempo total necesario para regenerar un catalizador has

389971



1971

ta un 0,05% en peso de carbono residual es de 4,24 minutos aproximadamente, de los cuales se necesitan 2,09 minutos para la regeneración llevada a cabo en la primera etapa.

5

EJEMPLO 3

Este ejemplo es una modificación del ejemplo 2, en el cual el porcentaje de alimentación de carbono en las etapas y la aportación de aire a las capas de las primera y segunda etapas han sido cambiadas. De acuerdo con esto, la posición del orificio de salida procedente de la segunda etapa con relación al nivel superior de la primera etapa ha sido desplazada hasta un punto (aproximadamente el 50% de la altura de la primera capa), donde la concentración de oxígeno de los gases de regeneración de la primera y de la segunda etapas es de 5% molar aproximadamente. La concentración de oxígeno en la salida de la segunda etapa se mantiene sin embargo en un 1,2% molar. El 90% de la eliminación total de carbono se realiza en la primera etapa a una temperatura de 651,6°C (1205°F), aproximadamente, y el 10% restante en la segunda capa a una temperatura de 663,3°C (1226°F), aproximadamente. El tiempo necesario para regenerar el catalizador hasta un contenido de carbono residual de 0,05% es de 4,21 minutos, de los cuales 3,78 minutos representan el tiempo de permanencia en la primera etapa.

10

15

20

25

EJEMPLO 4

Este ejemplo representa el resultado de una regeneración en tres etapas realizada por ejemplo en el aparato representado en la figura 2, en el cual el orificio de salida de gas de la segunda etapa es adyacente

30

389971



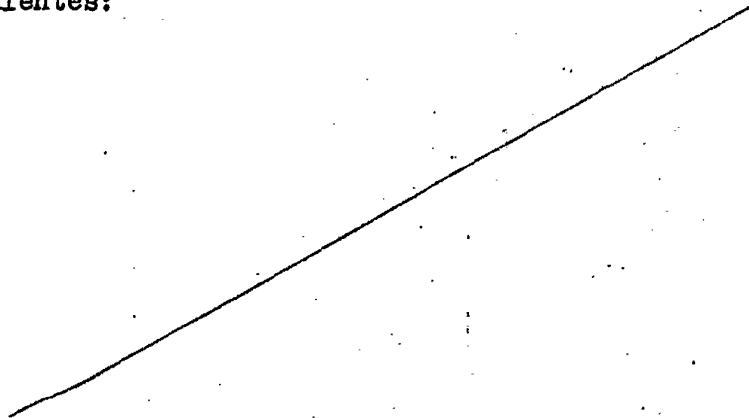
1971

5 al orificio de entrada de aire de regeneración de la primera etapa. El 75% de la eliminación total de carbono tiene lugar en la primera etapa y el 12,5% en cada una de las segunda y tercera etapas. Se introduce en la
10 tercera etapa un 100% aproximadamente de exceso de oxígeno respecto a la cantidad necesaria para la eliminación de carbono combinada realizada en las segunda y tercera etapas, dando lugar a concentraciones de oxígeno a la salida de las tercera y segunda etapas, de aproximadamente 15 y 10% molar respectivamente, mientras que la concentración de oxígeno del gas que sale de la primera etapa se mantiene en un 1,2% molar. Las temperaturas de las capas de las primera, segunda y tercera etapas son respectivamente 642,2°C (1188°F), 662,2°C (1224°F) y 664,4°C (1228°F), y los tiempos necesarios para la regeneración del catalizador hasta aproximadamente 0,05% en peso de carbono en el catalizador son aproximadamente de 2,87 minutos, 0,24 minutos y 0,18 minutos respectivamente.

20 En resumen: La Patente de Invención que se solicita deberá recaer sobre las reivindicaciones siguientes:

25

30





REIVINDICACIONES

5 1. Un método para poner en contacto por etapas por lo menos un reactivo fluido con un material sólido en forma de partículas fluidizables en un recipiente unitario de reacción, que consiste en mantener en dicho recipiente por lo menos dos capas densas fluidizadas de dicho material sólido, en hacer pasar el material sólido a dicha primera capa, en hacer pasar una primera corriente que contiene el reactivo fluido por dicha primera capa, en transformar parcialmente el reactivo en dicha primera capa, en hacer pasar el material sólido desde dicha primera capa a la segunda capa, en hacer pasar una segunda corriente que contiene el reactivo fluido por dicha segunda capa, y en transformar por lo menos parcialmente el reactivo fluido contenido en dicha segunda corriente, dentro de dicha segunda capa, estando dicho método caracterizado porque el nivel superior de la primera capa se extiende a través de toda la superficie transversal no obstaculizada de dicho recipiente y porque una porción de dicha primera capa está directamente superpuesta a la segunda capa.

15 2. Método según la reivindicación 1, caracterizado porque el material sólido está constituido por un catalizador de conversión de hidrocarburo usado que lleva depositado en él un material carbonoso, y porque 20 el reactivo fluido está constituido por un gas de regeneración que contiene oxígeno.

25 3. Método según la reivindicación 2, caracterizado porque el gas de regeneración fresco atraviesa las dos etapas por las dos capas respectivas.

30

ME

389971 - 

4. Método según la reivindicación 2 o 3, caracterizado porque las concentraciones de oxígeno de los gases de regeneración que salen de las primera y segunda capas son aproximadamente iguales.

5 5. Método según la reivindicación 2, caracterizado porque el gas de regeneración transmitido a la etapa en la segunda capa es enviado a la etapa en la primera capa.

10 6. Método según la reivindicación 2 ó 5, caracterizado porque la regeneración se realiza en más de dos etapas, introduciéndose un tercer gas de regeneración que contiene oxígeno en una capa de la última etapa y a continuación eventualmente a la segunda etapa de regeneración.

15 7. Método según una cualquiera de las reivindicaciones 2, 5 y 6, caracterizado porque la concentración de oxígeno del gas de regeneración que sale de la segunda capa es superior a la que sale de la primera capa.

20 8. Método según la reivindicación 2, caracterizado porque la concentración de oxígeno del gas de regeneración que sale de la segunda etapa se mantiene a un nivel que se extiende desde un valor inferior hasta un valor no sustancialmente superior al de la concentración del gas de regeneración de la primera etapa, en un sitio adyacente a la salida de gas de la segunda etapa.

25 9. Método según una cualquiera de las reivindicaciones 2 a 8, caracterizado porque el catalizador usado en la primera capa es regenerado a una temperatura de 607,2°C (1125°F) por lo menos, para proveer un conte-

30

ME

389971



5 nido de oxígeno en el gas de regeneración que sale de dicha primera capa inferior a 4,0% molar aproximadamente, siendo el catalizador regenerado parcialmente en la segunda capa, regenerado a una temperatura superior a la que se utiliza en la primera capa.

10. Método según la reivindicación 9, caracterizado porque el 60% por lo menos de la eliminación total de carbono se realiza en la primera capa.

10 11. Método según la reivindicación 9 ó 10, caracterizado porque la temperatura del catalizador usado que se introduce en la primera capa es inferior por lo menos en 51,7°C (125°F) a la de la primera capa.

15 12. Método según una cualquiera de las reivindicaciones 9 á 11, caracterizado porque la temperatura de la primera capa se mantiene entre 621°C y 690,4°C, aproximadamente (1150°F y 1275°F), y porque la temperatura de la segunda capa se mantiene aproximadamente entre 649°C y 732°C (1200°F y 1350°F).

20 13. Método según una cualquiera de las reivindicaciones 9 á 12, caracterizado porque el contenido de oxígeno del gas de regeneración que sale de la primera capa se mantiene entre 0,5 y 2% molar aproximadamente.

25

ME

30

389971



14. Se reivindica por último como objeto sobre
el que ha recaer la Patente de Invención que se solicita:
"UN METODO PARA PONER EN CONTACTO POR ETAPAS POR LO MENOS
UN REACTIVO FLUIDO CON UN MATERIAL SOLIDO EN FORMA DE PAR
5 TICULAS FLUIDIZABLES EN UN RECIPIENTE UNITARIO DE REACCION".

Todo conforme queda descrito y reivindicado
en la presente memoria descriptiva que consta de treinta -
páginas mecanografiadas y dibujos adjuntos.

Madrid 6 de Abril 1.971

BERNARDO UNGRIA

P.P.

A handwritten signature in dark ink, appearing to be 'B. Ungria'.

ME

10

15

20

25

30

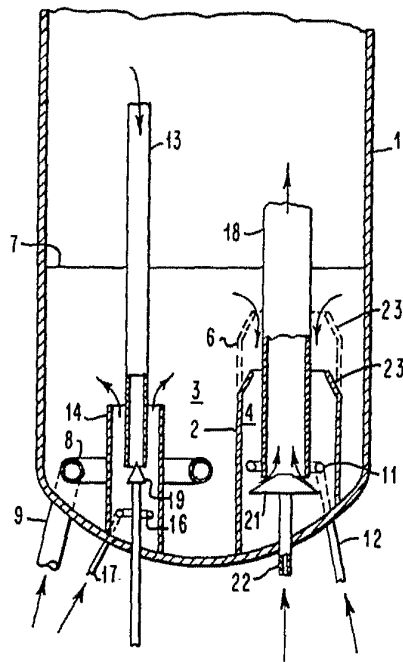


FIG. 1

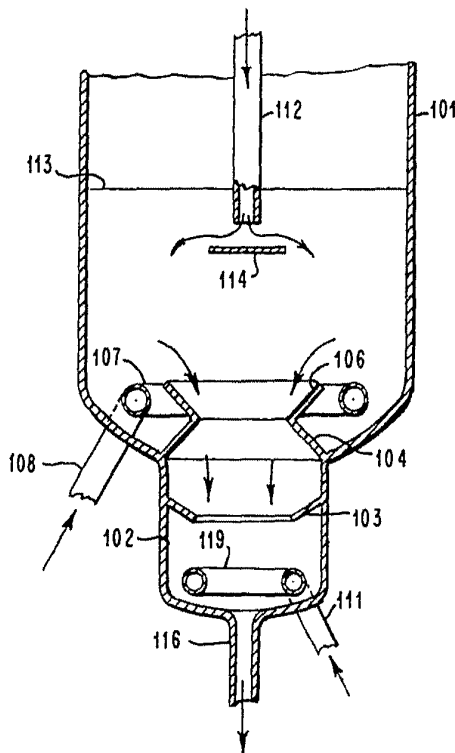


FIG. 2

ESCALA VARIABLE
Madrid 6 de April 1.971
BERNARDO UNGRIA

p.p.