

U.S. 197.087
George P. Baumann
and Felix J. Ponzek



2876 01

MEMORIA DESCRIPTIVA

que se presenta para unir a la solicitud

de

P A T E N T E D E I N V E N C I O N .

formulada el 2 de mayo de 1963, con el nº 287.601

en

E S P A Ñ A

por VEINTE años

a nombre de ESSO RESEARCH AND ENGINEERING COMPANY, entidad norteamericana, establecida en Elizabeth, Nueva Jersey, Estados Unidos de América, por:

"UN PROCEDIMIENTO PARA LA CONVERSION DE HIDROCARBUROS"

Esta invención se refiere a la conversión catalítica de hidrocarburos y, más particularmente, se refiere al craking catalítico fluido de hidrocarburos.

Las unidades para el craking catalítico fluido son bien conocidas, pero estas unidades han sido en su mayor parte de gran tamaño para refinerías grandes. Para construir o diseñar una unidad de craking catalítico pequeña, no es posible reducir simplemente la capacidad de una gran unidad, debido a que entonces aumenta el coste de la instalación por barril de alimentación.



De acuerdo con la presente invención, se puede diseñar y erigir una unidad pequeña para el cracking catalítico, a un coste de una tercera parte aproximadamente del de un modelo comercial de tamaño similar reducido al tamaño de la unidad pequeña.

Con la presente invención la técnica enseña un aparato y un procedimiento simplificado que necesita un mínimo de equipo y de control para realizar con seguridad la operación de cracking. La unidad simplificada de cracking catalítico, comprende una unidad compacta, de bajo coste, que puede ser instalada en cualquier lugar y que requiere un mínimo de espacio de construcción y de tiempo de instalación. Esto se consigue utilizando paquetes prefabricados de los componentes de la unidad principal, que necesitan solamente unir las pestañas mediante pernos para su montaje a pie de obra. La unidad se fabrica por completo en el taller, empaquetándose los componentes de la unidad de manera que la unidad pueda ser instalada en cualquier lugar. El presente diseño difiere considerablemente de las unidades usuales para cracking catalítico, con el fin de reducir al mínimo los costes de inversión. Todo el equipo que incluye un recipiente separador exterior, se monta en, y está soportado el recipiente del regenerador, de manera que se eliminan las estructuras de soporte usuales.

La unidad de la presente invención ha sido desarrollada para refinerías que requieren menos de aproximadamente 3.180.000 litros por día (L/D) de capacidad de cracking. De acuerdo con esta invención se proporciona un diseño flexible, que puede ser adaptado a unidades para cracking catalítico de una capacidad comprendida en el margen de aproximadamente 159.000 L/D hasta aproximadamente 3.180.000 L/D.



13

El presente diseño incluye un reactor en forma de conducción de transporte que se vacía directamente en el interior del primero de tres dispositivos para la separación de sólidos que están dispuestos exteriormente. Los sólidos separados se introducen en la parte superior de un recipiente separador exterior a través de una sola conducción común, provista en su extremo más bajo de medios de cierre hermético para evitar la circulación inversa de catalizador o de material gaseoso. Las partículas de catalizador separadas se hacen pasar a través de una conducción sin obstruir, hasta el interior de la parte del fondo de un regenerador.

Las partículas de catalizador regeneradas se hacen pasar, a continuación, a la parte del fondo de una sección de fluidificación que conduce al interior de la parte del fondo del reactor en forma de conducción de transporte, en la que se introduce también una alimentación de aceite precalentado. La suspensión de vapores de alimentación de hidrocarburos y de partículas de catalizador pasa a través del reactor de conducción de transporte para efectuar el cracking de la alimentación de aceite de hidrocarburo.

No hay una válvula de corredera para regular la circulación de las partículas del catalizador gastado hasta el regenerador pero existe una válvula de corredera accionable manualmente en la conducción que conduce al reactor de conducción de transporte para la regulación grosera de la circulación de partículas de catalizador regenerado hasta el reactor de conducción de transporte. Entre el reactor de conducción de transporte y el regenerador, se dispone un sistema de control de la presión de operación,



en relación con una válvula de tiro en la conducción de gas de chimenea que parte del regenerador.

En el dibujo:

La Figura 1 representa una vista esquemática de la unidad entera destinada a realizar el procedimiento de la invención; y

La Figura 2 representa una sección transversal vertical agrandada de una zona del reactor en forma de conducción de transporte, para ilustrar cómo están hechos los dispositivos de contacto.

Con referencia ahora al dibujo, el carácter de referencia 10 designa un reactor en forma de conducción de transporte, cilíndrico y alargado, dispuesto verticalmente. Dispuesto lateralmente a lo largo del reactor en forma de conducción de transporte 10, hay un recipiente regenerador cilíndrico 12 dispuesto verticalmente, el cual es de un diámetro más grande y de una longitud más corta que el reactor en forma de conducción de transporte. Como se muestra en el dibujo, el recipiente regenerador 12 contiene un lecho denso fluidificado en forma turbulenta de partículas de catalizador finamente divididas 14, que tiene un nivel indicado en 16 que constituye la parte más baja del recipiente regenerador 12.

En el fondo del recipiente regenerador 12 hay dispuesta una rejilla de distribución 18 que es convexa hacia arriba. A través de la conducción 22 se introduce en la parte baja del recipiente de regeneración 12 dentro del espacio 24 y por debajo de la rejilla de distribución 18, aire u otro gas que contenga oxígeno. El aire u otro gas oxidante pasa hacia arriba a través del lecho denso, para fluidificar



13

las partículas sólidas y para mantenerlas en un estado fluidificado. La velocidad superficial del gas que circula hacia arriba a través del recipiente 12 está comprendida entre aproximadamente 0,5 y 0,9 metros por segundo. La temperatura durante la regeneración puede estar comprendida entre unos 538 y 649°C. La presión en el regenerador puede estar comprendida entre aproximadamente 0,4 y 1 Kg./cm². manométricos. La temperatura en el regenerador puede aumentarse, introduciendo aceite combustible en el regenerador a través de la conducción 25.

El catalizador es cualquier catalizador adecuado para cracking, tal como arcillas tratadas con ácido o semejantes, y/o catalizadores de sílice-alúmina, sílice-óxido magnésico, sílice-alúmina-óxido magnésico preparados sintéticamente, y otros catalizadores para cracking usuales o bien conocidos. El catalizador de sílice-alúmina puede contener hasta un 50% de alúmina aproximadamente.

Utilizando catalizador de sílice-alúmina que contenga 25% de alúmina en peso y siendo la mayor parte del catalizador de un tamaño comprendido entre aproximadamente 0 y 160 micras, estando comprendida la mayor parte de las partículas entre aproximadamente 20 y 80 micras, la densidad del lecho fluidificado en el regenerador 12 estará comprendida entre aproximadamente 0,3 y 1,3 gramos por centímetro cúbico, la densidad de la suspensión que pasa hacia arriba a través del reactor en forma de conducción de transporte 10, estará entre aproximadamente 0,03 y 0,16 gramos por centímetro cúbico, y la densidad del lecho fluidificado en el recipiente de separación 26 estará comprendida entre aproximadamente 0,4 y 0,8 gramos por centímetro cúbico.

Cuando los gases de regeneración salen del



lecho fluidificado 14, arrastran sólidos en la fase diluída 27
superpuestos sobre la fase densa, y estos gases se hacen pasar
a través de la entrada 28 al interior del primer dispositivo
para separar sólidos 32, que puede ser cualquier tipo adecuado
de medios de separación de sólidos, tales como un separador
tipo ciclón. Los sólidos separados pasan al interior del tubo
de bajada 34 que se prolonga hacia abajo dentro del lecho flui-
dificado denso 14, y que está provisto de medios de cierre her-
méticos, tales como una válvula de trampilla o de charnela
36 en su extremo de salida más bajo. En vez de una válvula de
trampilla, se puede utilizar un recipiente de cierre, codos
en J o codos en U. El medio de separación 32 está dispuesto
dentro de la parte superior del recipiente de regeneración 12.

Los gases separados pasan por encima a tra-
vés de la conducción 42 al interior de segundos medios de se-
paración de sólidos, tales como un separador tipo ciclón 44,
dentro del regenerador 12 para separar una cantidad adicional
de partículas de catalizador desde los gases de regeneración.
Los sólidos separados pasan hacia abajo a través del tubo de
bajada vertical 46 que se muestra más corto que el tubo de
bajada 34 y que se sumerge preferiblemente hasta por debajo
de la superficie o nivel 16 del lecho fluidificado denso 14
del catalizador en el recipiente de regeneración 12 solamente
una corta distancia, para devolver las partículas de catalizador
al lecho flúido 14. El extremo de salida inferior del tubo de
bajada 46 está provisto de medios de cierre que pueden ser una
válvula de compuerta 48 u otros medios de cierre como los des-
critos arriba.

La conducción de salida procedente de los
segundos medios de separación de sólidos 44, se muestra como



una conducción vertical 54 que se prolonga hacia arriba a través de la parte alta del recipiente regenerador 12. Si se desea, se pueden hacer pasar los gases de escape calientes a través de un hervidor de calor de desecho 56 o semejantes, para producir vapor. Los gases de escape se hacen pasar a continuación, a través de la válvula de regulación de presión diferencial 58, saliendo a la atmósfera a través de la conducción 59. Para evitar o regular la combustión posterior en la fase diluida del regenerador 12 o en las conducciones 42 y 54, se puede pulverizar agua en la fase diluida 27, o se puede introducir intermitente o continuamente vapor en la conducción 42 ó 54, o en ambas, entre los separadores tipo ciclón 32 y 44. El sistema regulador registrador de la diferencia de presión es de tipo usual y se puede adquirir de cualquier fabricante de instrumentos. Este sistema controla la válvula 58 en respuesta a la presión diferencial entre el reactor y el regenerador.

La válvula de control diferencial de presión 58 está conectada por 60 a la parte alta del interior del recipiente regenerador 12 mediante una conducción mostrada esquemáticamente en 60' y por 61 con la parte alta del interior del reactor en forma de conducción de transporte 10 a través de la conducción mostrada esquemáticamente en 61'. La caída de presión a través del reactor en forma de conducción de transporte se regula automáticamente mediante pequeños ajustes efectuados por el control de presión diferencial asociado con la válvula de tiro 58, como se señalará con mayor detalle en lo que sigue. El reactor en forma de conducción de transporte 10 tiene un codo de 90° de gran radio en su extremo superior, en 62, y una conducción 64 que se prolonga horizontalmente y que conduce al



sistema de separación de sólidos que se describirá después con mayor detalle.

Las partículas de catalizador regeneradas se retiran del lecho denso fluidificado 14 a través del sumidero interior sumergido 72 formado en un lado de la parte inferior del interior del recipiente regenerador 12 por encima de la rejilla 18, y el catalizador regenerado se introduce en el tubo de alimentación 74 provisto con una o más conducciones de fluidificación 75. El tubo de alimentación 74 está provisto con una válvula de corredera 76 accionable manualmente para ponerla en una posición que suministra aproximadamente la cantidad deseada de partículas de catalizador a ser introducidas en el reactor en forma de conducción de transporte 10.

El catalizador se hace pasar a través de la parte inferior del tubo de alimentación 74, y se introduce en una sección de inyección cilíndrica 78 dispuesta verticalmente, provista de una rejilla de distribución 82 en su parte inferior. El tubo de alimentación 74 descarga catalizador por encima de la rejilla de distribución 82.

A través de la conducción 84 por debajo de la rejilla de distribución 82 se introduce gas de fluidificación, tal como vapor, para que pase a través de dicha rejilla y fluidifique el catalizador en la sección 78. La velocidad superficial de la corriente de circulación ascendente en la sección 78 puede estar comprendida entre aproximadamente 60 y 240 cm. por segundo.

En la parte superior de la sección 78, el reactor en forma de conducción de transporte 10 es de un diámetro mayor que la sección de inyección 78, como se indica en 86, y el extremo superior de la sección 78 se ensancha has-



ta un diámetro igual al del reactor 10. A través de la conducción 88 se introduce una alimentación de aceite precalentado con o sin vapor añadido, hasta el interior de la parte inferior del reactor en forma de conducción de transporte 10, para ser mezclada con la suspensión de partículas de catalizador en vapor que circula hacia arriba procedente de la sección de inyección 78. El aceite se inyecta preferiblemente a través de toberas por el fondo del reactor en forma de conducción de transporte en la parte ensanchada.

La alimentación de aceite se atomiza y vaporiza, mezclándola con las partículas de catalizador, de manera que la suspensión de partículas de catalizador en vapor de aceite pase hacia arriba al reactor en forma de conducción de transporte 10, a una velocidad comprendida entre aproximadamente 3 y 12 metros por segundo. La densidad de la suspensión de catalizador que pasa hacia arriba a través del reactor 10 está comprendida entre aproximadamente 0,032 y 0,24 gramos/cm³. La relación en peso de aceite a catalizador en el reactor 10 puede estar comprendida entre aproximadamente 5 y 15. La relación de peso/hora/peso en el reactor puede estar comprendida entre aproximadamente 25 y 100.

A alturas espaciadas a lo largo del reactor en forma de conducción de transporte 10, se disponen dispositivos de contacto 94 en forma de tubos de Venturi. Cinco de estos dispositivos se muestran en la Figura 1, pero se pueden utilizar más o menos, si se desea. La velocidad en la garganta o estrechamiento 95 de los dispositivos de contacto 94, está comprendida entre aproximadamente 4,5 y 18 metros por segundo. Los dispositivos de contacto aseguran



un contacto confluyente entre los materiales sólidos y en estado de vapor y, especialmente, entre la corriente, que contiene principalmente sólidos, que pasa hacia abajo a lo largo de las paredes, y la corriente principal o suspensión de catalizador sólido, que pasa hacia arriba a través del centro del reactor en forma de conducción de transporte. Escalonando o espaciando los dispositivos de contacto como se muestra en el dibujo, se elimina la posibilidad de formar un largo trayecto de retorno para el mezclado de los sólidos.

Como se muestra en la Figura 2, los dispositivos de contacto 94 se fabrican por contracción del forro refractario de malla hexagonal 98 para formar el estrechamiento tipo Venturi 95, el cual naturalmente es circular, pero de un diámetro más pequeño que el diámetro del reactor en forma de conducción de transporte 10. El forro de malla hexagonal 98 es un soporte refractario comercial hecho de acero al carbono y de una malla abierta. El forro de malla hexagonal se coloca en el reactor 10 y, seguidamente, se rellena con material refractario denso.

La temperatura durante el cracking en el reactor 10 puede estar comprendida entre aproximadamente 454 y 593°C. La presión en el reactor en forma de conducción de transporte 10 puede estar comprendida entre aproximadamente 0,35 y 1,4 Kg/cm². manométricos. La alimentación de aceite que se ha de someter a cracking puede ser cualquier alimentación adecuada, tal como gas-oils, nafta pesada, o crudos reducidos o aceites para caldeo.

Los productos de cracking en forma de vapor y las partículas de catalizador que contienen ahora carbono o coque depositado durante la reacción de cracking, circulan



5 hacia arriba en forma de suspensión y pasan a través del codo
62 y, seguidamente, a través de la conducción horizontal 64,
entrando directamente en los primeros medios de separación de
sólidos 104, que pueden ser cualesquiera medios de separación
de sólidos adecuados, y que se muestran en el dibujo como un
separador tipo ciclón. La porción principal de las partículas
de catalizador se separan de los vapores sometidos a cracking
mediante un proceso de separación seca, y los sólidos del ca-
talizador separados pasan hacia abajo al interior del tubo
10 de bajada colgante 106, el cual se prolonga hacia abajo a tra-
vés de la parte alta del recipiente separador cilíndrico y
alargado 26 dispuesto verticalmente, y dispuesto a lo largo
del regenerador 12. El extremo de salida del tubo de bajada
106 se prolonga solamente una distancia relativamente corta
15 en el interior de la porción superior del recipiente separador
26. El tubo de bajada 106 está provisto de medios de cierre,
tales como una válvula de canal o una válvula de compuerta
108, o semejantes, como se ha señalado arriba en relación
con los tubos de bajada previamente descritos.

20 La válvula de canal se muestra en el dibujo
con su extremo de salida prolongado hacia un lado del eje
vertical del separador para que esté normalmente cerrada y
mantenga así un cierre en el separador tipo ciclón 104 para
evitar la circulación inversa del catalizador y también la
25 circulación inversa del gas, proporcionando un cierre posi-
tivo. La válvula de la parte inferior del tubo de bajada 106
mantiene una masa de sólidos de catalizador separados hasta
el nivel 112. Al acumularse el nivel 112 se acumula suficiente
carga o presión para abrir la válvula de canal o de compuerta
30 108, y para descargar el catalizador gastado por la parte



entre los medios sucesivos de separación de sólidos.

Los vapores de reacción separados pasan por encima a través de la conducción 136 y se hacen pasar preferiblemente a un fraccionador o semejante, para separar gases de combustible de motor tales como gasolina. El material o hidrocarburos que hierven a temperatura más elevada que la gasolina, forman el aceite de reciclado que puede ser reciclado por lo menos en parte hasta la entrada de alimentación de aceite 88.

El recipiente separador 26 está dispuesto en el exterior del reactor 10 y del regenerador 12 y a un lado del regenerador, estando provisto en su mitad inferior aproximadamente de dispositivos de contacto 142, tales como discos y anillos. En el recipiente separador 26 se mantiene una masa 143 de sólidos fluidificados densos que tienen un nivel indicado por 144. Este nivel 144 es más alto que el nivel 16 en el recipiente regenerador 12 y proporciona la presión necesaria para hacer pasar el catalizador separado desde la parte del fondo del recipiente separador 26 al interior de la parte inferior del regenerador 12, como se describiera a continuación.

El gas de separación, tal como vapor de agua, se regula a una velocidad de circulación sustancialmente constante mediante un orificio de restricción 146 fijo, y se hace pasar a través de la conducción 146 al interior de un distribuidor circular 147 en el fondo del separador. El gas de separación pasa hacia arriba a través del recipiente separador 26 a una velocidad superficial comprendida entre aproximadamente 0,15 metros y 0,60 metros por segundo para desplazar de las partículas de catalizador los hidrocarburos arrastrados y absorbidos.

El gas de separación sale de la parte alta del separador a través de la conducción 148 que es una conduc-



ción equilibradora de la presión y que descarga en la conducción de salida 126 del dispositivo 118 de separación de sólidos de la segunda etapa. La presión en la parte alta del separador y en la conducción de salida 126 del separador secundario tipo ciclón 118, es aproximadamente la misma. De esta manera, se pueden recuperar los hidrocarburos separados y cualquier catalizador arrastrado, haciendo pasar el hidrocarburo por el fraccionador y separándose el catalizador arrastrado en la última etapa o medio de separación de sólidos.

La presión más baja en los medios de separación de sólidos hace que la presión en el separador sea inferior a la existente en el regenerador 12, para crear una diferencia de niveles de catalizador 144 y 16, tal como se ha descrito anteriormente. El nivel 144 más elevado en el separador, combinado con la velocidad de las partículas del catalizador que salen del separador 26 a través de la conducción o del tubo vertical 152, evita normalmente que circule aire desde el regenerador al recipiente de separación 26. El tubo vertical 152 está provisto preferiblemente de una o más conducciones de aireación o fluidificación 153, para introducir vapor o semejante que mantenga las partículas de catalizador en estado fluidificado.

El lecho fluidificado 143 y el catalizador fluidificado forman en el tubo vertical 152 una columna continua de sólidos fluidificados, capaz de producir presión en el fondo de la columna. Esta columna comunica con el lecho fluidificado denso 14 de catalizador en el regenerador 12, para formar un recodo en U con brazos de longitud desigual y que contiene partículas de catalizador fluidificado y denso. El nivel 144 del lecho fluidificado 143 en el recipiente separa-



dor 26, es más elevado que el nivel 16 en el regenerador 12, siendo esto, juntamente con las presiones existentes en el regenerador y en el recipiente de separación, la causa de que circule catalizador desde el recipiente de separación hasta el regenerador, sin que sea necesario el uso de una válvula de corredera o de otra válvula o dispositivo de control similar en el tubo de alimentación 152. El tubo de alimentación 152 no está obstruido y es de diámetro sustancialmente uniforme.

Las partículas de catalizador separadas salen del fondo del recipiente de separación 26 a través del tubo de alimentación 152, en forma de mezcla densa fluidificada, con una densidad comprendida entre aproximadamente 0,48 y 0,72 gramos/centímetro cúbico.

La presión normalmente por encima del nivel de sólidos fluidificados en el recipiente separador 26, es menor que la que existe en el recipiente regenerador 12 por encima del lecho denso 14, siendo necesario para que circulen sólidos fluidificados desde el recipiente separador 26 hasta el recipiente regenerador 12 que el nivel 144 del lecho fluidificado en el recipiente separador 26 esté suficientemente por encima del nivel 16 del lecho denso 14 en el recipiente regenerador 12, para que se añada a la presión existente en la parte superior del recipiente separador 26, de manera que la presión en el fondo del tubo de alimentación 152 sea mayor que la presión en el fondo del lecho fluidificado 14 en el regenerador 12, en el cual descarga el tubo de alimentación 152.

Las variables importantes en las operaciones reales son la retención del catalizador, la relación en peso de catalizador a aceite y la temperatura del reactor.



Con la presente invención, se establece o fija la duración del catalizador en el reactor y la relación en peso de catalizador o aceite. Se puede variar la temperatura del reactor variando la entrada de calor con la alimentación o con el catalizador o con ambos.

Para reducir al mínimo el control necesario para variar la retención del catalizador en el reactor y la relación en peso de catalizador a aceite en la unidad simplificada de la presente invención, se ha diseñado el reactor 10 como un tubo ascendente de fase densa con un volumen fijo. Esto significa que la retención del catalizador en el reactor es solamente función de la densidad, la cual puede ser controlada mediante el equilibrio de la presión mantenida en la unidad de cracking.

La densidad de la suspensión que circula en dirección ascendente en el reactor en forma de conducción de transporte 10, produce una cierta caída de presión al pasar hacia arriba a través del reactor 10. Las suspensiones de catalizador más densas que pasan hacia arriba a través del reactor 10, proporcionará caídas de presión más grandes en el reactor 10, que las suspensiones menos densas que pasan hacia arriba a través del reactor 10.

El equilibrio de la presión seleccionado o deseado, se establece aproximadamente, haciendo un ajuste aproximado con la válvula de corredera 76, para introducir partículas de catalizador en el reactor 10 y para aproximar en él la densidad deseada. Seguidamente, se efectúa un ajuste menor con el sistema de control de presión diferencial asociado con la válvula 58, para obtener la caída de presión deseada o seleccionada a través del reactor 10, estableciendo



esto la densidad seleccionada que puede ser mantenida en el reactor 10.

5 Con estos dos ajustes se controla o selecciona hasta una cifra deseada, la caída de presión que se puede conseguir a través del reactor 10. La caída de presión que se puede conseguir a través del reactor 10, establece la densidad que puede ser establecida en el reactor 10, y ésta fija la relación en peso de catalizador a aceite y la retención del catalizador.

10 Una vez fijada la relación en peso de catalizador a aceite, la circulación del catalizador será entonces proporcional a la velocidad de alimentación de aceite.

15 Para mantener o cambiar la temperatura del reactor, se puede variar la entrada de calor al reactor, variando la cantidad de aceite introducida a través de la conducción 25 en el regenerador 12, y/o variando la temperatura de la alimentación de aceite en la conducción 88 mediante intercambio de calor.

20 Como con la mayor parte de las unidades de cracking en funcionamiento, no es necesario un control específico de la operación del separador 26 ó del regenerador 12. La velocidad de circulación de vapor al separador que es la única variable controlable, se fija mediante el orificio de restricción seleccionado 146'. La velocidad del aire al regenerador se
25 mantiene sustancialmente constante apareciendo las variaciones mínimas en la producción de carbón o coque, como cambios de exceso de oxígeno en el gas de chimenea que sale del regenerador.

30 El único regulador que funciona automáticamente es el sistema de regulación de la caída de presión



asociado con la válvula 58 en la chimenea de gas de escape 59 que funciona entre el reactor 10 y el regenerador para regular la válvula de chimenea 58.

5 Si la presión diferencial entre el regenerador en 60 y el reactor en 61 disminuye, el sistema de control diferencial de presión cierra la válvula 58 ligeramente, para aumentar la presión en el regenerador y forzar el paso de más catalizador al interior del reactor a través del tubo de alimentación 74.

10 Si aumenta la diferencia de presión entre el regenerador en 60 y el reactor en 61, el sistema de regulación diferencial de presión abre la válvula 58 ligeramente, para disminuir la presión en el regenerador y reducir la cantidad de catalizador que pasa al interior del reactor procedente del tubo de alimentación 74.

15 Como ejemplo específico de una unidad de cracking catalítico de la presente invención, se enumeran los siguientes detalles. Para una unidad de cracking de aproximadamente 540.600 litros/día de alimentación total de gas-oil con una densidad API de aproximadamente 22,9 y que incluye un 80% aproximadamente de aceite de recicló, el reactor en forma de conducción de transporte 10 es de una longitud de aproximadamente 22 metros desde la zona 86 en la parte inferior del reactor hasta el extremo de salida de la sección horizontal 20 64 del reactor, donde se vacía o descarga en el primer separador tipo ciclón 104.

25 El reactor es de aproximadamente 56 cm de diámetro interior. La sección de inyección 78 es de aproximadamente 40 cm de diámetro interior y de aproximadamente 1,2 metros de longitud. El extremo superior de la sección inyectora 30



78 se ensancha hasta unos 56 cm. para ser del mismo tamaño que el reactor 10 en la zona 86. El forro de malla hexagonal 98 es una malla de acero al carbono que tiene un espesor de aproximadamente 2 cm. estando este forro contraído para formar un estrechamiento o garganta 95 de aproximadamente 40 cm. de diámetro para los dispositivos de contacto 94 y 94a. El forro 98 está relleno de material refractario denso.

En la sección de inyección 78 por debajo de la rejilla 82, se introducen aproximadamente 204 kilos de vapor de agua por hora, como vapor de agua para la fluidificación del catalizador regenerado caliente introducido por encima de la rejilla 82 en la sección de inyección 78 desde el tubo de alimentación 74. El tubo de alimentación 74 es de aproximadamente 30 cm de diámetro interior. Por la sección de inyección 78 y desde el tubo de alimentación 74, se introducen aproximadamente 3632 kilos por minuto de catalizador de sílice-alúmina regenerado a una temperatura de aproximadamente 602°C. La alimentación de aceite a una temperatura de 357°C y unos 318 kilos de vapor de agua por hora se introducen por el fondo del reactor 10 a través de la conducción 88. La temperatura media en el reactor 10 es de unos 510°C. El catalizador tiene una distribución de tamaño de partícula de aproximadamente 13% de 0-40 micras, aproximadamente 77% de 40-80 micras y aproximadamente 10% de más de 80 micras.

La densidad de la mezcla de catalizador, vapor de aceite y vapor de agua en el reactor 10, es de aproximadamente 0,12 gramos/cm³. La velocidad de la mezcla de aceite y catalizador que circula en dirección ascendente en el reactor 10, es de aproximadamente 4,2 metros/segundo en la parte inferior del reactor y de aproximadamente 6 metros/segundo



do justamente por encima del dispositivo de contacto 94a. El
dispositivo de contacto más bajo 94 está aproximadamente 2 me-
tros por encima del fondo 86 del reactor 10, y el dispositivo
de contacto situado inmediatamente por encima de éste, está
5 aproximadamente a 4,5 metros por encima del fondo 86 del reac-
tor 10. Los tres siguientes dispositivos de contacto incluyen-
do el de la parta alta 94a, están a 6,5, 9 y 12 metros respec-
tivamente, por encima del fondo 86 del reactor 10. Los dispo-
sitivos de contacto están contraídos hasta formar una garganta
10 de aproximadamente 40 cm de diámetro.

La velocidad de la suspensión que circula
en dirección ascendente en la garganta o estrechamiento de los
dispositivos de contacto, es de unos 9 metros por segundo en
el dispositivo de contacto más bajo 94, y aumenta hasta apro-
ximadamente 12 metros/segundo en el dispositivo de contacto
15 más alto 94a.

La presión en la parte alta del reactor 10
es de aproximadamente 0,6 kilos/cm². manométricos. La cabida
de catalizador en el reactor 10 es de aproximadamente 0,5 tone-
ladas, y la circulación de catalizador es de aproximadamente
20 4,0 toneladas por minuto. La relación en peso de catalizador
a aceite sobre el total de alimentación de aceite es de apro-
ximadamente 10,4. La velocidad espacial peso/hora/peso (peso
de aceite por hora por peso de catalizador) es de aproxima-
25 damente 50,0. El vapor total introducido en el reactor 10 y
en la sección de inyección 78 es de aproximadamente 522 ki-
los/hora.

Los separadores tipo ciclón 104, 118, 128
eliminan sustancialmente todas las partículas de catalizador
de los vapores craqueados y del vapor, y las partículas de
30



7
catalizador separadas se recogen en los tubos de bajada 106,
124 y 132 y se introducen por la parte superior del separador
26. Los dos tubos de bajada más pequeños desembocan en el tu-
bo de bajada principal 106 desde el primer separador tipo ci-
5 clón 104 que se prolonga dentro de la parte superior del se-
parador y que está provisto de la válvula de compuerta o vál-
vula de canal 108, para mantener un cierre en los separadores
tipo ciclón y para evitar la circulación inversa de catalizador
o de gas en la unidad, proporcionando un cierre positivo.

10 El separador 26 comprende un tubo de 90 cm
de diámetro interior y de aproximadamente 6 metros de longitud.
El separador contiene en su sección inferior aproximadamente
4,5 metros de dispositivos de contacto con forma de disco y de
anillo.

15 La presión en el separador es de aproximada-
mente 0,5 kilos/cm². manométricos. A través de la conducción
146 se introducen en el fondo del separador unos 430 kilos por
hora de vapor. La velocidad de circulación del vapor se regula
mediante el orificio de restricción 146, introduciéndose el
20 vapor en el distribuidor circular 147. El vapor pasa en di-
rección ascendente a una velocidad superficial de aproxima-
damente 0,30 metros/segundo, desplazando de las partículas de
catalizador los hidrocarburos arrastrados y/o absorbidos. La
temperatura en el recipiente separador 26 es de unos 504°C.
25 La densidad de las partículas de catalizador que están siendo
sometidas a separación en el recipiente separador 26, es de
aproximadamente 0,56 gramos/cm³.

30 El vapor y el material separado sale de la
parte alta del recipiente separador 26 a través de la conduc-
ción equilibradora de 7,5 cm. 148, y pasa a la conducción 126



que conduce al separador terciario 128 tipo ciclón. La presión más baja en el primer ciclón 104 hace que la presión del separador sea menor que la existente en el regenerador, provocando así una diferencia de niveles de catalizador como se muestra en 144 en el separador y en 16 en el regenerador 12. El nivel de catalizador más elevado 144 en el separador 26, combinado con la velocidad del catalizador que sale del separador 26, evita normalmente con seguridad que circule aire desde el regenerador al separador. El tubo de alimentación 152 es de aproximadamente 30 cm de diámetro interior. En el regenerador 12 y desde el tubo de alimentación 152, se introducen aproximadamente 3632 kilos por minuto de catalizador separado.

El regenerador 12 es un recipiente de lados rectos de 10,5 metros de altura y de 3 metros de diámetro interior, que opera a una temperatura de unos 607°C. y a una presión en la parte alta de aproximadamente 0,66 kilos/cm². Por el fondo del regenerador y a través de la conducción 22, se introducen aproximadamente 1330 metros cúbicos de aire seco por minuto medidos en condiciones normales. La velocidad superficial del aire y del gas que pasa hacia arriba a través del regenerador, es de aproximadamente 6,3 metros/segundo, y esto hace que el arrastre de sólidos se mantenga suficientemente bajo para asegurar una excelente recuperación de sólidos desde el gas de escape del regenerador, utilizando dos etapas de separadores tipo ciclón. La densidad de la mezcla de catalizador en el regenerador 12 es de aproximadamente 0,45 gr/cm³. La cabida de catalizador en el regenerador es de aproximadamente 12 toneladas.

Como válvula de chimenea 58 para reducir al mínimo el control necesario y para mantener la unidad en equilibrio de presión como se describirá a continuación, se utiliza una válvula de compuerta de 30 centímetros.



En este ejemplo, la presión en la conducción de salida 54 desde el separador secundario 44 tipo ciclón del regenerador es de aproximadamente 0,5 kilos/cm² manométricos, y la presión en la chimenea por debajo de la válvula de control 58 es de aproximadamente 0,45 kg/cm² manométricos la presión en el reactor en la zona 61 en codo 62 es de aproximadamente 0,595 kg/cm² manométricos y la presión interna en el regenerador en la zona 60 es de aproximadamente 0,665 kg/cm² manométricos. La diferencia de presión entre las regiones 60 y 61 se mantiene a aproximadamente 0,07 kilos de diferencia en este ejemplo específico.

La presión interna en la parte alta del separador 26 es de aproximadamente 0,51 kg/cm² manométricos, y en el fondo del separador 26 es de aproximadamente 0,77 kg/cm² manométricos. La presión en el fondo del regenerador 10 por encima de la rejilla 18 es de aproximadamente 0,84 kg/cm² manométricos. La presión justamente por encima del nivel 16 del lecho denso del regenerador 12 es de aproximadamente 0,69 kg/cm² manométricos.

La presión en el tubo de alimentación 74 por encima de la válvula de corredera 76 es de aproximadamente 0,95 kg/cm² manométricos y por debajo de la válvula de corredera es de aproximadamente 0,8 kg/cm² manométricos. La presión en el fondo del reactor en forma de conducción de transporte 10 en la zona 86, es de aproximadamente 0,8 kg/cm² manométricos. La presión en el fondo de conducción 152 que va desde el separador 26 al regenerador 12, es de aproximadamente 0,84 kg/cm² manométricos, de manera que circula catalizador desde el separador 26 al interior del regenerador 12. La presión en el fondo del separador 26 se compone añadiendo la presión por encima del nivel 144 del catalizador en el separador, a la presión acumulada por la altura de catalizador fluidificado

287601



denso de una densidad de aproximadamente 0,56 gramos/cm³ que se extiende desde el nivel 144 hasta la salida de la conducción 152.

Como se ha señalado arriba, el nivel 144 es más elevado que el nivel 16 del catalizador en el regenerador, siendo también la densidad del catalizador fluidificado en el regenerador menor que la que tiene en el separador, es decir, aproximadamente 2,2 gramos/cm³, y la altura del catalizador en el regenerador es menor que en el separador 26.

Para una unidad que tiene una velocidad total de alimentación de aceite de aproximadamente 540.600 litros/día, la unidad tiene el siguiente balance de presión, en el que la cantidad total de catalizador es de 11.804 kilos, la relación de catalizador a aceite es 10,4, y la temperatura media del reactor es de 510°C., la presión en la parte alta del separador 26 es de 0,5 kg/cm². manométricos, la presión en el fondo del tubo de alimentación 152 es de 0,84 kg/cm². manométricos, la presión por encima de la rejilla 18 en el regenerador 12 es de 0,84 kg/cm². manométricos, la presión en la parte alta del interior del regenerador 12 es de 0,66 kg/cm². manométricos, la presión en la conducción 54 que sale del separador tipo ciclón secundario 44 del regenerador es de 0,525 kg/cm², manométricos, la presión en la conducción 54 por encima del recuperador de calor 56 es de 0,45 kg/cm². manométricos, la presión en el tubo de alimentación 74 del regenerador 12 por encima de la válvula de corredera 76 es de 0,95 kg/cm² manométricos, la presión en la conducción por debajo de la válvula de corredera 76 es de 0,812 kg/cm². manométricos, la presión en el fondo del reactor 10 en 86 es de 0,812 kg/cm². manométricos, la presión a la entrada del ciclón principal 104 es de 0,59 kg/cm² manométricos, la presión a la salida del tercer ciclón 128 es de 0,45 kg/cm². mano-



métricos.

Para una unidad más grande que tenga una velocidad total de alimentación de aceite de aproximadamente 1.558.200 litros/día, la unidad tiene el siguiente balance de presión, en el que la cantidad total de catalizador de la invención es de 34.000 kilos, la relación de catalizador a aceite es de 10,5, y la temperatura del reactor es de 510°C, la presión en la parte alta del separador 26 es de 0,875 kg/cm² manométricos, la presión en el fondo del separador 26 es de 0,96 kg/cm² manométricos, la presión por encima de la rejilla 18 en el regenerador 12 es de 0,96 kg/cm² manométricos, la presión en la parte alta del interior del regenerador 12 es de 0,77 kg/cm² manométricos, la presión en la conducción 54 del segundo ciclón 44 es de 0,63 kg/cm² manométricos, la presión en el tubo de alimentación 74 por encima de la válvula 76 es de 1,057 kg/cm² manométricos, la presión en el tubo de alimentación 74 por debajo de la válvula 76 es de 8,5 kg/cm² manométricos, la presión en el fondo del reactor 10 en 86 es de 0,85 kg/cm² manométricos la presión a la entrada del primer ciclón 104 es de 0,595 kg./cm² manométricos, la presión a la salida del tercer ciclón 128 es de 0,469 kg/cm² manométricos.

Para esta unidad más grande se aumentarán de tamaño el reactor, el regenerador y el separador, para utilizar la mayor cantidad de catalizador.

Esta solicitud que corresponde a la presen



tada en Estados Unidos de América el día 23 de mayo de 1962,
bajo el nº 197.087, se acoge a los beneficios del artículo
51 del vigente Estatuto sobre Propiedad Industrial.

- N O T A -

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

1.- Un procedimiento para la conversión de hidrocarburos, que comprende las etapas de: hacer pasar una suspensión relativamente diluida de partículas de catalizador en vapores de hidrocarburo, en forma de corriente sensiblemente ascendente, a través de una zona alargada de conversión; separar las partículas de catalizador gastadas, de los vapores de hidrocarburo descompuestos por cracking que salen de dicha zona de conversión; hacer pasar las partículas de catalizador gastadas a la parte superior de una zona de separación alargada e independiente; impedir el reflujo de vapores desde dicha zona de separación a dicha zona de conversión; hacer subir un gas separador en contracorriente respecto a las partículas de catalizador que fluyen hacia abajo en dicha zona de separación; retirar por arriba el material gaseoso de dicha zona de separación; retirar las partículas de catalizador despojadas, fluidizadas y densas, por una tubería vertical desde la parte inferior de dicha zona de separación y hacerlas pasar a la parte inferior de una zona de regeneración; hacer pasar un gas regenerador en corriente ascendente a través de las partículas de catalizador para mantener un denso lecho fluidizado de partículas de catalizador al propio tiempo que se las regenera;



retirar de la parte inferior de dicha zona de regeneración las partículas de catalizador regeneradas, y hacerlas pasar a la parte inferior de dicha zona de conversión alargada; e introducir en la parte inferior de dicha zona de conversión un aceite hidrocarburado para su mezcla con las partículas de catalizador regenerado introducidas, hasta formar dicha suspensión de partículas de catalizador arriba citada, y hacer circular la materia sólida desde dicha zona de separación a dicha zona de regeneración manteniendo una mayor presión de partículas de catalizador en la parte inferior de dicha zona de separación que en la parte baja de dicha zona de regeneración.

2. El procedimiento del punto 1, en el cual el nivel de la columna de partículas de catalizador fluidizadas, en dicha zona de separación y en el pasaje que sale de la misma, es más alto que el de dicha zona de regeneración, haciendo que la materia sólida fluya por una zona acodada en U de brazos desiguales, desde el nivel más alto de dicha zona de separación al nivel, más bajo, de dicha zona de regeneración, sin utilizar ninguna zona de control de circulación en dicho pasaje.

3. El procedimiento de los puntos 1 ó 2, en el cual la presión superatmosférica de la parte superior de dicha zona de separación, más la presión formada por la columna de catalizador fluidizado en dicha zona de separación y en dicho pasaje, es mayor que la de la parte inferior de dicha zona de regeneración, resultante de la adición de la presión superatmósferica de dicha zona de regeneración más la presión formada por el denso lecho fluidizado en dicha zona de regeneración dando lugar a la deseada circulación de catalizador desde di-



cha zona de separación a dicha zona de regeneración, a través de dicho pasaje confinado, que no se halla obstruido por control alguno de la circulación.

5 4.- El procedimiento de los puntos 1 a 3, que comprende además el recurso de elegir la pérdida de carga a través de dicha zona de reacción de conducción de traspaso, de dicha suspensión ascendente, para establecer la densidad de dicha suspensión de partículas de catalizador en dicha zona de reacción y la relación en peso de catalizador a aceite
10 introducidos en dicha zona de reacción; y el de mantener a través de dicha zona de reacción la pérdida de carga elegida, mediante control de la cantidad de gas de caldeo o de chimenea que sale de dicha zona de regeneración, haciendo variar la presión en dicha zona de regeneración, en respuesta a las diferencias de presión en la parte superior de dicha zona de
15 reacción y en la parte superior de dicha zona de regeneración.

5. Un aparato que incluye: una retorta o zona de reacción por conducción de traspaso; un regenerador; un recipiente separador por contacto y una pluralidad de etapas
20 de separación de sólido y gas dispuestas en serie y que incluyen unos separadores de ciclón, comunicando la salida de dicha retorta con la entrada al primero de dichos separadores de ciclón; un tubo de bajada que se extiende a partir de dicho primer separador de ciclón hacia abajo y atraviesa la parte alta
25 de dicho recipiente de separación por contacto sólo en corta distancia; unos medios de cierre hermético en el extremo inferior de dicho tubo de bajada para impedir el reflujo del material gaseoso; un segundo separador de ciclón provisto de un tubo de bajada que comunica con dicho tubo de bajada primeramente mencionado, por encima de dicho recipiente de se-
30



paración por contacto, para descargar en dicho primer tubo de bajada; y unas conducciones de salida de gases de dichos separadores de ciclón.

5. 6. El aparato del punto 5, en el cual dicho recipiente de separación y dichos separadores de ciclón están soportados únicamente por dicho regenerador.

10 7. El aparato de los puntos 5 ó 6, caracterizado además por unos medios para conectar la parte alta de dicho recipiente de separación con la conducción de salida de gases de dicha etapa secundaria separadora de sólido y gas.

15 8. El aparato de los puntos 5 a 7, en el cual dicha retorta de reacción en conducción de traspaso está provista de un forro o revestimiento interno y dotada de una pluralidad de dispositivos de toma de contacto repartidos a cierta distancia de separación, y formados cada uno por contracción del forro a manera de tubo de Venturi.

20 9. Un aparato que incluye; una retorta o zona de reacción alargada; medios para introducir materia sólida y un material gaseoso por la parte inferior de dicha retorta; medios de separación de sólido y gas conectados con la salida de dicha retorta; un recipiente independiente; medios para hacer pasar los sólidos separados desde dichos medios de separación hasta la parte alta de dicho recipiente; un regenerador de mayor diámetro que dicha retorta; medios para conectar
25 la parte inferior de dicho recipiente y la parte inferior de dicho regenerador de modo que la materia sólida pase desde dicho recipiente a la parte inferior de dicho regenerador, estando dicho recipiente y dichos medios de separación de
30 sólidos soportados únicamente por dicho regenerador; medios

13



para introducir un material gaseoso por la parte inferior de dicho regenerador; medios de separación de sólidos y dispuestos en el interior de la parte alta de dicho regenerador; una conducción de salida de gases desde dichos medios de separación de sólidos situados en dicho regenerador; y medios para hacer pasar la materia sólida hacia abajo desde dicho regenerador y llevarla directamente a la parte inferior de dicha retorta o zona de reacción.

10. Un procedimiento para la conversión de hidrocarburos.

Tal y como se ha descrito en la Memoria que antecede, representado en el dibujo que se acompaña y con los fines que se han especificado.

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

Madrid,

13 AGO. 1969

P.A.

Alberto de Elzañuru
Por Poder

287601

287601

13

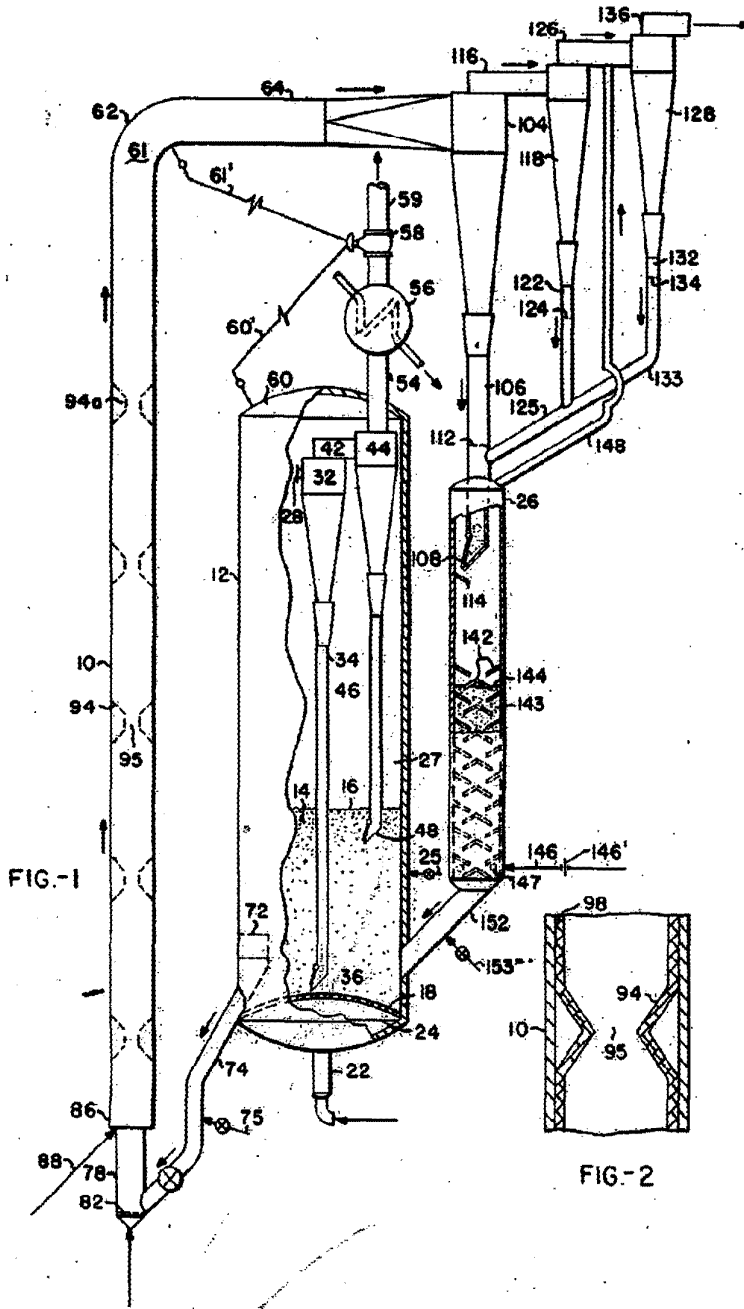
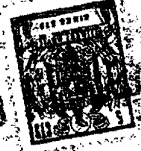


FIG-1

FIG-2

Esso Research and Engineering Company

Handwritten signature or initials