

As. 109.569

Señor

DIRECTOR DIVISIÓN DE NUEVAS CREACIONES

SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO

E.

S.

D.

SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO



No. 09-023416- -00003-0000

Fecha: 2012-09-25 15:47:35 Dep. 2020 DIR.NUEVASCR
Tra. 11 PATENTEIYII Eve: 378 FASENACIONALI
Act. 523 RESPUESTA Folios: 24

REF:

09
Expediente No. ~~08~~ 023416– solicitud de patente de invención a favor de UOP LLC. Título **DISPOSITIVO PARA CONTACTAR MATERIAS PRIMAS ALTAMENTE CONTAMINADAS CON UN CATALIZADOR EN UNA UNIDAD DE CRAQUEO CATALÍTICO EN LECHO FLUIDIZADO (FCC).**

RESPUESTA A EXAMEN DE FONDO

JUAN PABLO CADENA SARMIENTO, portador de la tarjeta profesional No. 57.492 del C.S.J., obrando como apoderado de la sociedad solicitante me permito dar respuesta al oficio número 11464 relacionado con la patentabilidad de la presente invención y notificado por fijación en lista el 29 de junio de 2012.

Con el ánimo de subsanar las objeciones planteadas por el señor Examinador, me permito presentar un nuevo pliego reivindicatorio de 1-10 reivindicaciones, en donde no se amplía en ningún momento la materia inicialmente divulgada y encuentra entero sustento en la descripción.

1. Claridad

Atendiendo a las objeciones del señor Examinador, hemos eliminado la expresión “por lo menos” del nuevo pliego reivindicatorio.

Asimismo, se ha modificado la descripción de acuerdo a las sugerencias del señor Examinador, sustituyendo el término “vanos” por “paletas”, el cual es ampliamente reconocido en el campo técnico.

Antes de proceder con los argumentos de novedad y nivel inventivo, notamos que aparentemente el señor Examinador cometió un error al referenciar los documentos con los que se establece la comparación. Por ejemplo, el recuadro comparativo de novedad menciona a D2, pero todos los argumentos y figuras se refieren a D1, así como el recuadro de conclusión. Asimismo, en el análisis de nivel inventivo hace alusiones a D1 y D2, pero basados en los argumentos y en las características técnicas de los procesos aludidos, el señor Examinador hacia clara referencia a D2 y D3. Asumimos que este fue un error de digitación y que las objeciones son de novedad frente a D1 y de nivel inventivo frente a D2 y D3, tal como se aprecia en la conclusión del examen técnico.

2. Novedad

Ahora bien, con el objetivo de establecer claramente la diferencia entre el aparato de la presente invención y el revelado en la referencia US 4'675.099 (D1) hemos clarificado dentro de la reivindicación independiente 3 que el aparato también comprende una sección de transición frustocónica (24) en donde el diámetro hace transición de la sección ampliada inferior a la sección superior más estrecha, característica que no se encuentra revelada en D1. La siguiente figura permite observar esta diferencia:

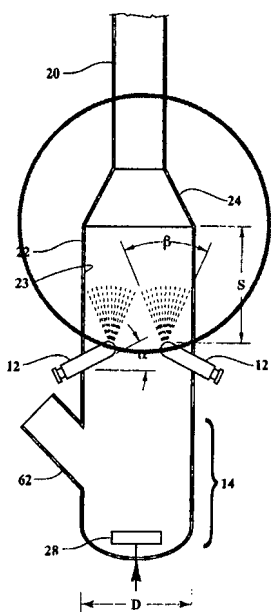


Figura 6 de la Solicitud

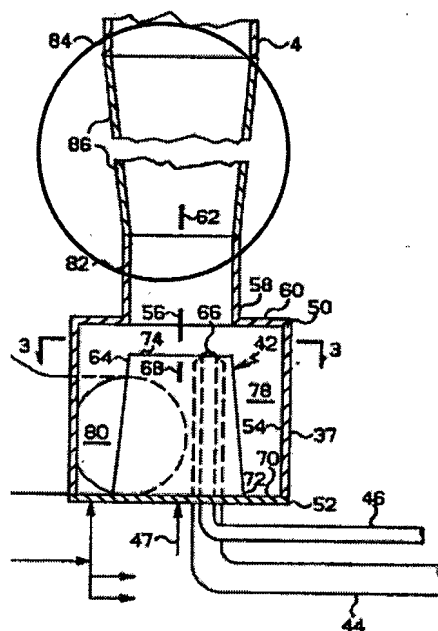


Figura 2 de D1

Es evidente a partir de las ilustraciones anteriores que la característica técnica adicionada a la reivindicación 3 no se encuentra revelada en D1. De hecho, la anterioridad citada revela una sección de transición (86) que es completamente opuesta a la sección de la presente invención, en cuanto el diámetro hace transición de una sección inferior (82) más estrecha a una sección superior ampliada (87).

3. Nivel Inventivo

En cuanto a las objeciones al nivel inventivo de la reivindicación 1, en vista de los documentos US 6'780.308 (D2) y US 5'017.536 (D3) es preciso mencionar que no existe ninguna indicación en dichos documentos que permita a un técnico versado en la materia desarrollar la presente invención.

El proceso de la presente invención requiere una etapa de **combinar** un catalizador y un medio fluidizante en una zona de fondo de una **sección inferior ampliada** de un tubo ascendente. Por el contrario, el proceso revelado en D2 combina el catalizador y el medio fluidizante en una sección inferior estrecha (14) (ver Fig. 1 de D2). El proceso de la reivindicación 1 también requiere **inyectar** la materia prima en la **sección inferior ampliada**, la misma sección donde se combina el catalizador y el medio fluidizante; en contraste, el proceso de D2 inyecta la materia prima en una sección diferente, superior, a la sección donde se combina el catalizador. Adicionalmente, el documento D2 no anticipa la característica según la cual la inyección de la materia se realiza a través un de un orificio (86) situado a 10% a 40% del diámetro desde la parte más cercana de la pared. Es claro entonces que el proceso de la presente invención es sustancialmente diferente del proceso revelado en D2, por lo menos en tres de las etapas reivindicadas.

Por otra parte, advertimos que el documento D3 no es apto para ser combinado con D2, en cuanto afronta un problema técnico completamente diferente y ningún técnico versado en la materia recurriría a dicha anterioridad para complementar las enseñanzas de D2. Específicamente, D3 comprende un **regenerador** de catalizador que sirve para quemar coque depositado en el catalizador; el proceso de D2 comprende un **reactor ascendente** en el cual una corriente de hidrocarburos se craquea en presencia de un catalizador para producir productos más ligeros y depositar coque en el catalizador. Por una parte, los procesos revelados son completamente disimiles, por ejemplo en D2 se deposita coque en el catalizador y en D3 se quema dicho coque del catalizador, pero lo más significativo es que ninguna persona medianamente versada en la materia utilizaría el proceso de D3 para complementar el proceso de D2 porque la presencia de oxígeno en el reactor ascendente podría reaccionar con la corriente de hidrocarburos, produciendo una explosión. En consecuencia, las consideraciones de diseño del **regenerador de D3** no son aplicables al **reactor ascendente de D2**, o en otras palabras un técnico versado en la materia no buscaría enseñanzas sobre la distribución de oxígeno para determinar el espaciamiento específico para una inyección de hidrocarburos.

Finalmente, nos permitimos señalar que las etapas del proceso y la distribución de los elementos del aparato reivindicado en la presente invención resultan en la disminución de la coquización del tubo ascendente. Este efecto trae múltiples ventajas en el proceso de craqueo, evitando la acumulación de coque y manteniendo el balance hidráulico, incluso con alimentaciones de hidrocarburos pesados, que en general ocasionaban bastantes problemas en los sistemas conocidos en el estado de la técnica.

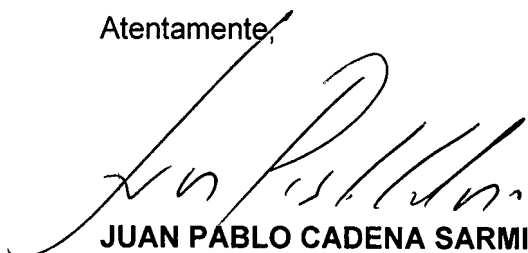
En conclusión, la presente invención no se puede derivar de manera obvia del estado de la técnica y constituye un valioso aporte al estado de la técnica, por lo que cumple satisfactoriamente con el requisito de nivel inventivo.

En vista de lo anteriormente expuesto, respetuosamente solicitamos el retiro de las objeciones de la presente solicitud y la concesión del privilegio solicitado, ya que en opinión del solicitante cumple con todos los requisitos establecidos en la decisión 486.

Anexos

Nuevo pliego reivindicatorio.

Atentamente,



JUAN PABLO CADENA SARMIENTO

T.P. No. 57.492 del C.SJ.

C.C. 80.410.337 de Usaquén

Calle 70 A No. 4 - 41

REIVINDICACIONES

1. Un proceso de craqueo catalítico en lecho fluidizado, que comprende:

combinar un catalizador y un medio fluidizante en una zona de fondo (14) de una sección inferior ampliada (22) de un tubo ascendente (20), con el fin de crear un lecho fluidizado, teniendo la citada sección inferior ampliada un diámetro (D) y una pared (23);

pasar el citado catalizador en el citado lecho fluidizado ascendentemente al citado tubo ascendente (20);

inyectar una materia prima, contaminada con alto contenido de residuos de carbón ascendentemente en la citada sección inferior ampliada (22), de un orificio (86) situado encima de la citada zona de fondo (14) y alejada a una distancia de 10% a 40% del citado diámetro (D) de una parte más cercana de la citada pared (23);

craquear la citada materia prima contaminada con alto contenido de residuos de carbón en la presencia del citado catalizador para producir una corriente craqueada; y

separar el citado catalizador de la citada corriente craqueada.

2. El proceso de craqueo catalítico en lecho fluidizado según la reivindicación 1, en donde la citada materia prima contaminada con alto contenido de residuos de carbón tiene una contaminación entre 5 y 20% en peso.

3. Un aparato de craqueo catalítico en lecho fluidizado (10) que comprende:

un tubo ascendente (20) con una sección superior y una sección inferior (22);

presentando la citada sección inferior una pared periférica (23) y un

diámetro (**D**) entre lados opuestos de la citada pared periférica; siendo el citado diámetro de la citada sección inferior (**22**) mayor que un diámetro de la citada sección superior del citado tubo ascendente (**20**); una sección de transición frustocónica (**24**) en donde el diámetro hace transición de la sección ampliada inferior a la sección superior más estrecha; un distribuidor (**12**) con un orificio (**86**) en una punta (**88**) del distribuidor para inyectar alimentación en la sección inferior (**22**); y situándose la citada punta del distribuidor (**88**) dentro de la citada sección inferior ampliada (**22**) y separándose el citado orificio (**86**) de una parte más cercana de la citada pared (**23**) en una distancia de 10% a 40% del diámetro (**D**) de la sección inferior ampliada.

4. El aparato de craqueo catalítico en lecho fluidizado según la reivindicación 3, en donde la citada sección inferior ampliada (**22**) del citado tubo ascendente (**20**) es entre 50 y 500 por ciento mayor en diámetro que el diámetro de la sección superior del citado tubo ascendente.

5. El aparato de craqueo catalítico en lecho fluidizado según la reivindicación 3, en donde la citada punta del distribuidor (**88**) se sitúa de la citada pared (**23**) en una distancia de entre 10 y 40% del diámetro de la citada sección inferior ampliada (**22**).

6. El aparato de craqueo catalítico en lecho fluidizado según la reivindicación 3, en donde el citado distribuidor (**12**) se conecta a la citada pared (**23**) de la sección inferior ampliada (**22**).

7. El aparato de craqueo catalítico en lecho fluidizado según la reivindicación 3, en donde el citado distribuidor (**12**) se inclina en un

ángulo ascendente (α) de entre 15 y 60 grados.

8. El aparato de craqueo catalítico en lecho fluidizado de la reivindicación 3, que incluye además una sección de transición (24) entre la citada sección superior e inferior (22) del citado tubo ascendente (20), y los citados orificios (86) en la citada punta (88) se distancian de un fondo de la citada sección de transición en el citado diámetro (D) de la citada sección inferior.

9. El aparato de craqueo catalítico en lecho fluidizado según la reivindicación 3, en donde el citado distribuidor (90) se conecta a una base (98) de la citada sección inferior ampliada (22) y se proyecta ascendentemente en la citada sección inferior.

10. El aparato de craqueo catalítico en lecho fluidizado según la reivindicación 3, en donde el citado distribuidor (90) contiene una pluralidad de orificios (106) para dirigir un insumo de materia prima en un patrón de pulverización de cono hueco, que se proyecta para intersecar la citada pared periférica (23) en 70-95% del citado diámetro (D) de la citada sección inferior encima de los citados orificios.

WO 2008/021802

PCT/US2007/075313

DISPOSITIVO PARA CONTACTAR MATERIAS PRIMAS
ALTAMENTE CONTAMINADAS CON UN CATALIZADOR EN UNA
UNIDAD DE CRAQUEO CATALÍTICO EN LECHO FLUIDIZADO
(FCC)

ARTE PREVIO DE LA INVENCION

[0001] Esta invención se refiere generalmente a un proceso para craqueo catalítico de hidrocarburos.

DESCRIPCION DEL ARTE PREVIO

[0002] El craqueo catalítico en lecho fluidizado (FCC – *fluid catalytic cracking*) es un proceso de conversión catalítica para craquear hidrocarburos pesados en hidrocarburos más ligeros, realizado contactando los hidrocarburos pesados en una zona de reacción fluidizada con un catalizador compuesto de material particulado finamente dividido. La mayoría de las unidades FCC utilizan un catalizador con contenido de zeolita con actividad y selectividad elevadas. A medida que avanza la reacción de craqueo, cantidades sustanciales de material altamente carbonoso, conocido como coque, se depositan en el catalizador, formando catalizador agotado. La regeneración a alta temperatura quema coque del catalizador agotado. El catalizador regenerado puede enfriarse antes de reincorporarse a la zona de reacción. El catalizador agotado se retira continuamente de la zona de reacción y se reemplaza con catalizador esencialmente libre de coque de la zona de regeneración.

[0003] Los componentes básicos del proceso FCC incluyen un tubo ascendente ("*a riser*") (interno o externo), un tanque del reactor para decantar el catalizador agotado de los vapores de producto, un regenerador y separador de catalizador. En el tubo ascendente, un distribuidor de alimentación introduce la alimentación de hidrocarburos, la cual contacta el

catalizador y se craquea en una corriente de producto, que contiene hidrocarburos más ligeros. El catalizador regenerado y la alimentación de hidrocarburos se transportan ascendentemente en el tubo ascendente por la expansión de los gases elevadores ("*the lift gases*"), que resultan de la vaporización de los hidrocarburos, y otros medios fluidizantes, luego del contacto con el catalizador caliente. Puede usarse vapor o gas inerte para acelerar el catalizador en una primera sección del tubo ascendente antes o después de la introducción de la alimentación.

[0004] Un problema del proceso FCC es la generación de coque en la pared del tubo ascendente, denominado coquización del tubo ascendente. El coque se acumula a lo largo de la pared donde la alimentación contacta la pared. La excesiva acumulación de coque puede alterar el balance hidráulico en una unidad hasta el punto en que se vea eventualmente forzada a pararse. El procesamiento de alimentaciones más pesadas, tales como hidrocarburos crudos y residuales, puede exacerbar el problema de la producción de coque debido a sus tendencias de coquización más elevada.

SUMARIO DE LA INVENCION

[0005] Un proceso FCC y aparato pueden incluir un tubo ascendente, que presenta una sección inferior con un diámetro ampliado, donde el hidrocarburo se carga en el tubo ascendente. Un aspecto de la invención puede ser la posición de la punta del distribuidor en el interior de la sección inferior ampliada del tubo ascendente, lejos de la pared del tubo ascendente y encima de la introducción del catalizador y el vapor. La posición de la punta del distribuidor lejos de la pared interior, el diámetro ampliado de la sección inferior del tubo ascendente y la introducción elevada de la alimentación encima de la introducción del catalizador y el vapor pueden aumentar el catalizador que se mezcla con la alimentación. Como resultado, puede disminuir la coquización del tubo ascendente. Una menor coquización del tubo ascendente puede ser útil en el proceso y aparato FCC,

especialmente cuando el hidrocarburo es una materia prima pesada.

BREVE DESCRIPCIÓN DE LOS DIBUJOS

[0006] FIG. 1 es un diagrama en elevación que muestra una unidad FCC.

[0007] FIG. 2 es una sección transversal tomada a lo largo del segmento 2-2 en FIG. 1.

[0008] FIG. 3 es una sección transversal que muestra una incorporación con seis distribuidores.

[0009] FIG. 4 es un diagrama en elevación que muestra un distribuidor de alimentación.

[0010] FIG. 5 es un diagrama en elevación que muestra una punta del distribuidor.

[0011] FIG. 6 es una sección transversal que muestra una sección inferior ampliada del tubo ascendente.

[0012] FIG. 7 es un diagrama en elevación que muestra un distribuidor en una posición central, que asciende desde el fondo en una sección transversal ampliada de un tubo ascendente.

[0013] FIG. 8 es una vista en planta de la punta del distribuidor de FIG. 7.

DESCRIPCIÓN DETALLADA

[0014] Esta invención se refiere generalmente a un proceso FCC mejorado y a un aparato. Específicamente, esta invención puede relacionarse con un tubo ascendente mejorado y un arreglo de distribuidores y puede ser útil para la operación FCC, con el fin de disminuir la generación de coque en la pared del tubo ascendente. Los aspectos del proceso y aparato de esta invención pueden usarse en el diseño de nuevas unidades FCC o para modificar la operación de unidades FCC existentes.

[0015] Como se muestra en FIG. 1, una unidad FCC 10 puede utilizarse

en el proceso FCC, el cual puede incluir alimentar hidrocarburo en un tubo ascendente 20 en la presencia de un catalizador. En general, el hidrocarburo puede craquearse en el tubo ascendente 20 en la presencia de un catalizador para formar una corriente craqueada. Un tanque del reactor 30, con una cámara de separación 32, separa las partículas de catalizador agotado de la corriente craqueada. Una zona separadora 44 retira opcionalmente el hidrocarburo absorbido residual de la superficie del catalizador, a medida que el catalizador pasa por los deflectores 46. El catalizador agotado de la zona separadora 44 se regenera en un regenerador 50, que presenta una o más etapas de regeneración. El catalizador regenerado del regenerador 50 re-ingresa al tubo ascendente 20 para continuar el proceso. La escala del proceso y el aparato podría ampliarse o disminuirse, como será evidente a un experto en el arte.

[0016] Las materias primas FCC a procesarse por el método de esta invención pueden incluir alimentaciones pesadas o residuales, así como alimentaciones FCC convencionales. La más común de las alimentaciones convencionales es un gasóleo de vacío, el cual es típicamente un material hidrocarburo que tiene un rango de ebullición de desde 343° a 551°C (650° a 1025°F) y se prepara por fraccionamiento en vacío de residuo atmosférico. Las alimentaciones pesadas o residuales pueden tener un punto de ebullición superior a 449°C (930°F). La invención se adapta particularmente a materias primas crudas. Una alimentación de crudo de alta calidad con muy poco material de destilado, tal como crudos parafínicos, que típicamente tienen un índice de gravedad API de 25° ó más, pero un punto de goteo superior a 38°C (100°F), lo que los hace difíciles de transportar a través de un oleoducto. Otros crudos pesados tienen una viscosidad muy alta, lo cual hace sumamente costoso el transporte por un oleoducto. Tales crudos pueden tener índices de gravedad API de 18°, o menos, y viscosidades superiores a 10.000 cSt a 38°C. Más aún, estos crudos pueden contener tanto como 12% en peso de carbón de Conradson y tanto como 250 wppm de níquel y vanadio. Una fracción de

estos crudos, que hierve por encima de los 343°C (650°F), puede someterse a craqueo catalítico en lecho fluidizado para producir una fracción más ligera ("*a cutter stock*"), la cual puede mezclarse con otra materia prima de crudo para reducir el punto de goteo o la viscosidad, o aumentar el índice de gravedad API de la corriente de crudo mezclada. En una incorporación, una unidad FCC puede procesar materias primas más pesadas, que están entre 5 y 20% en peso de carbón Conradson, preferiblemente entre 8 y 15% en peso. La alimentación puede tener una gravedad API de entre 8 y 22 y un peso molecular promedio de entre 300 y 500. Más aún, la alimentación puede tan contener sólo 15 wppm de níquel más vanadio y puede ser tan alta como 250 wppm de níquel más vanadio, y entre 0.5 y 5% en peso de azufre. La alimentación de hidrocarburo puede modificarse a otras alimentaciones con modificaciones apropiadas, tal como se entiende por los expertos en el arte.

[0017] Con referencia a FIG. 1, el tubo ascendente **20** provee una zona de conversión para el craqueo de los hidrocarburos de alimentación y presenta una sección inferior ampliada **22**. La sección inferior ampliada **22** del tubo ascendente **20** puede ser mayor en diámetro que el tubo ascendente **20** entre un 50% y un 500%, preferiblemente entre un 100% y un 400%.

[0018] El diámetro de la sección ampliada se dimensionará para generar una velocidad de gas superficial en la sección ampliada de 0.9 a 1.5 m/s (3 a 5 pies/s) con el fin de obtener un lecho burbujeante.

[0019] Como se muestra en FIG. 2, la alimentación puede inyectarse a través de uno o más distribuidores de alimentación individuales **12** a la sección ampliada del tubo ascendente, que presenta un diámetro interno **D**. El distribuidor **12** puede ubicarse encima de la introducción del catalizador. Preferiblemente, puede utilizarse una pluralidad de distribuidores de alimentación **12**. En una incorporación, dos, tres, cuatro o más boquillas de distribuidor de alimentación pueden disponerse en forma generalmente

uniforme alrededor de la sección inferior ampliada 22 del tubo ascendente 20. En una incorporación preferida, como se describe en FIG. 3, seis distribuidores de alimentación 12 pueden disponerse radialmente alrededor de la sección inferior ampliada 22, que presenta un diámetro interno D. La punta 88 de cada distribuidor 12 puede proyectarse en el interior de la sección inferior ampliada 22. En una incorporación preferida, la punta 88 puede proyectarse en el interior de la sección inferior ampliada 22, de modo que todos los orificios 86 se distancien de una parte más próxima de una superficie interior de la pared 23 entre 10% y 40% del diámetro interno de la sección inferior ampliada 22, preferiblemente 25 a 35% y, aún más preferiblemente, 33%.

[0020] Como se muestra en FIG. 4, hidrocarburo y vapor pueden introducirse a través del distribuidor de alimentación 12. En una incorporación, un cilindro del distribuidor 72 para cada distribuidor 12 recibe vapor de una tubería de entrada de vapor 74. Una brida del cuerpo del cilindro 76 asegura el cilindro del distribuidor 72 a una boquilla del reactor 78 en la sección inferior ampliada del reactor 22 mediante pernos y puede orientarse de tal modo que los agujeros de los pernos queden paralelos a una línea central radial de la sección inferior ampliada 22. Una tubería de entrada de aceite 80 suministra alimentación de hidrocarburo a una tubería de aceite interna 82. Una brida del cilindro de entrada de aceite 84 asegura la tubería de entrada de aceite 80 al cilindro del distribuidor 72 mediante pernos. Paletas 83 en la tubería de aceite interna 82 hacen que el aceite se arremoline en la tubería de aceite antes de salir. La tubería de aceite interna 82 distribuye aceite en remolinos al cilindro del distribuidor 72, donde se mezcla con vapor y se inyecta de los orificios, o agujeros, 86 en la punta del distribuidor 88, que se proyecta en la sección inferior ampliada 22.

[0021] Como se muestra en FIG. 6, cada distribuidor 12 puede estar inclinado para dirigir el agujero 86 de la punta del distribuidor 88 en un

ángulo ascendente α , relativo a la horizontal, para inyectar la alimentación hasta la sección inferior ampliada 22 del tubo ascendente 20. Preferiblemente, este ángulo ascendente α está entre 15 y 60 grados con respecto a la horizontal y, más preferiblemente, entre 20 y 40 grados.

[0022] Como se muestra en FIGS. 4 y 5, la inyección de la alimentación se efectúa a través de uno o más orificios 86 en la punta del distribuidor 88. Los orificios 86 pueden ubicarse en la parte orientada hacia arriba de la punta 88 cuando el distribuidor 12 se inclina en un ángulo α . En una incorporación preferida, se proveen 5 a 15 orificios 86 en la punta 88. En una incorporación aún más preferida, como se ilustra en FIGS. 4 y 5, pueden proveerse 12 orificios 86 en la punta 88, pero pueden ser apropiados más o menos orificios. Preferiblemente, los orificios 86 se disponen en un patrón oval o circular en la punta 88. Cada orificio puede tener un diámetro de 0.6 cm (0.25 pulgada), preferiblemente entre 1.3 cm y 1.9 cm (0.5 y 0.75 pulgada) y, todavía más preferiblemente, 1.6 cm (0.63 pulgada).

[0023] En una incorporación, como se ilustra en FIG. 6, el patrón de pulverización de la alimentación, cuando se inyecta a través de la punta del distribuidor usando los 12 orificios 86 en la disposición oval, puede tener una forma cónica, preferiblemente hueca, alrededor de una línea central vertical y un ángulo de cono β entre 30 y 80 grados, más preferiblemente, entre 45 y 75 grados y, aún más preferiblemente, 60 grados. La pulverización de la alimentación puede dirigirse hacia arriba en la sección inferior ampliada 22, que presenta un diámetro D.

[0024] En una incorporación alternativa, los orificios 86 en la punta del distribuidor 88 pueden disponerse para generar la pulverización en un abanico plano, que define un ángulo de pulverización del tipo de 90 grados. Los orificios 86 y la punta 88 pueden disponerse para definir un ángulo con respecto a la horizontal, tal como 30 grados, que se constituye cuando el distribuidor 12 se inclina con respecto a la horizontal. Por ejemplo, los

orificios 86 pueden estar situados 30 grados con respecto a la horizontal y, cuando el distribuidor 12, se inclina 30 grados con respecto a la horizontal, el abanico puede generar un ángulo de 60 grados con respecto a la horizontal. En una tercera incorporación alternativa, la sección transversal de la porción ampliada 22 puede dividirse en una pluralidad de regiones anulares concéntricas encima de los orificios 86, tal como tres regiones anulares concéntricas. Los orificios 86 en cada uno de los distribuidores 12 pueden disponerse de tal modo que la alimentación se suministre igualmente a las áreas de cada una de las regiones anulares con preferiblemente un diámetro del tanque encima de los orificios 86.

[0025] Se contempla asimismo que cada uno de los distribuidores 12 o cada uno de los orificios 86 en los distribuidores pueda proyectarse en la sección inferior ampliada 22 en diferentes posiciones radiales para garantizar, a través de la sección transversal de la sección inferior ampliada 22, una dosificación igual de la alimentación pulverizada de los orificios.

[0026] La tasa de alimentación en el distribuidor 12 puede tener una velocidad de entre 15 y 46 metros por segundo (50 y 150 pies por segundo), preferiblemente entre 23 y 38 metros por segundo (75 y 125 pies por segundo) y, aún más preferiblemente, 30 metros por segundo (100 pies por segundo). La presión de la alimentación en el distribuidor puede estar entre 69 y 345 kPa (manométricos) (10 y 50 psig), preferiblemente entre 103 y 241 kPa (manométricos) (15 y 35 psig) y, aún más preferiblemente 172 kPa (manométricos) (25 psig). El vapor en la alimentación del distribuidor puede estar entre 2 y 7% en peso y, preferiblemente, entre 3 y 6% en peso.

[0027] Con referencia a FIG. 1, la alimentación inyectada se mezcla con un lecho fluidizado de catalizador. El lecho fluidizado de catalizador se mueve hacia arriba desde la parte del fondo de la sección inferior ampliada 22. En una incorporación, la tasa de paso del lecho fluidizado de catalizador a través del fondo de la sección inferior ampliada 22 para que llegue al

distribuidor **12** puede ser una velocidad de entre 9 y 30 centímetros por segundo (0.3 y 1 pies por segundo), preferiblemente entre 18 y 24 centímetros por segundo (0.6 y 0.8 pies por segundo) y, aún más preferiblemente, 21 centímetros por segundo (0.7 pies por segundo). Puede emplearse vapor u otro gas inerte como diluyente a través de un distribuidor de vapor **28**. Puede utilizarse vapor, de entre 1 y 8% en peso y, preferiblemente, entre 2 y 6% en peso como elevación y a una velocidad de entre 45 y 183 centímetros por segundo (1.5 y 6 pies por segundo). Cuando se usa alimentación con alto contenido de carbón Conradson, usualmente se emplean tasas de vapor más altas. Únicamente el distribuidor de vapor **28** se muestra en las FIGURAS. Sin embargo, pueden proveerse otros distribuidores de vapor a lo largo del tubo ascendente **20** y en alguna otra parte en la unidad FCC. La mezcla de alimentación, vapor y catalizador asciende de la sección inferior ampliada **22** a una velocidad de entre 2.4 y 6.1 metros por segundo (8 y 20 pies por segundo), preferiblemente entre 3.7 y 5.5 metros por segundo (12 y 18 pies por segundo) y, más preferiblemente, 4.6 metros por segundo (15 pies por segundo).

[0028] Con referencia a FIG. 6, en una incorporación, la distancia **S** desde la punta del distribuidor **88** a la parte superior de la sección inferior ampliada **22**, donde el diámetro pasa por una sección de transición frustocónica **24** al tubo ascendente más angosto **20**, puede ser entre 1.8 y 4.9 metros (6 y 16 pies), preferiblemente entre 2.4 y 3.7 metros (8 y 12 pies) y, aún más preferiblemente, 3.1 metros (10 pies). La distancia **S** puede ser aproximadamente igual al diámetro **D** de la sección inferior ampliada **22**. No obstante, es muy deseable que la sección de transición **24** se separe de los orificios **86** en la punta **88** del distribuidor **12** en una distancia suficiente para garantizar que los chorros de alimentación de los orificios **86** no contacten la pared antes de contactar una partícula de catalizador. Este espaciamiento evitará la acumulación de depósitos de coque en la pared del tubo ascendente. En el tubo ascendente **20** la velocidad aumenta a entre 12.2 y 24.4 metros por segundo (40 a 80 pies por segundo) y,

preferiblemente, entre 15.2 y 21.3 metros por segundo (50 y 70 pies por segundo).

[0029] El tubo ascendente 20 puede operar en una relación de catalizador a petróleo de entre 8 y 12, preferiblemente 10. El vapor al tubo ascendente 20 puede estar entre 3 y 15% en peso de la alimentación, preferiblemente entre 5 y 12% en peso. Antes de contactar el catalizador, la alimentación de aceite crudo puede tener una temperatura en un rango de desde 149° a 316°C (300 a 600°F), preferiblemente entre 204° y 260°C (400° y 500°F) y, aún más preferiblemente, a 232°C (450°F).

[0030] Como se muestra en FIG. 1, en el reactor 30 de la unidad FCC, el catalizador mezclado y los vapores de alimentación reaccionados se descargan entonces de cabeza del tubo ascendente 20 por la salida del reactor 24 y se separan en una corriente de vapor de producto craqueado y una colección de partículas de catalizador cubiertas con cantidades sustanciales de coque y, denominadas generalmente "catalizador coquizado." Pueden utilizarse varios arreglos de separadores para eliminar el catalizador coquizado de la corriente del producto. En particular, un arreglo de brazo de arremolinamiento ("*a swirl arm arrangement*") 26, provisto al final del tubo ascendente 20, puede aumentar aún más la separación del catalizador inicial y el hidrocarburo craqueado, impartiendo una velocidad tangencial a la mezcla de corriente de vapor de producto craqueado y catalizador de salida. El arreglo del brazo de arremolinamiento 26 se localiza en una porción superior de la cámara de separación 32, y la zona separadora 44 se sitúa en la porción inferior de la cámara de separación 32. El catalizador separado por el arreglo de brazo aremolinante 26 cae en la zona separadora 44.

[0031] La temperatura del tubo ascendente 20 puede operar en un rango de entre 427° y 649°C (800° y 1200°F), preferiblemente entre 482° y 593°C (900° y 1100°F) y, aún más preferiblemente, a 523°C (975°F). El tubo

ascendente **20** puede estar entre 103 y 241 kPa (manométricos) (15 y 35 psig), preferiblemente en 138 kPa (manométricos) (20 psig).

[0032] La corriente de vapor de producto craqueado, que contiene hidrocarburos craqueados, incluidos gasolina y olefinas ligeras y alguna parte de catalizador, puede salir de la cámara de separación **32** a través de una tubería de gas **34** en comunicación con los ciclones **36**. Los ciclones **36** pueden eliminar partículas de catalizador remanente de la corriente de vapor de producto para reducir concentraciones de partículas a niveles muy bajos. La corriente de vapor del producto puede salir de la cabeza del reactor **30** a través de la salida del producto **38**. El catalizador separado por los ciclones **36** regresa al reactor **30** a través de ramas de inmersión ("*diplegs*") en un lecho denso **40**, donde el catalizador pasará a través de los orificios **42** e ingresará a la zona separadora **44**. La zona separadora **44** retira los hidrocarburos adsorbidos de la superficie del catalizador mediante contacto de contracorriente con el vapor sobre los deflectores opcionales **46**. Puede entrar vapor a la zona separadora **44** a través de una línea **48**.

[0033] En el lado de regeneración del proceso, también descrito en FIG. 1, el catalizador coquizado transferido al regenerador **50** a través de la tubería de catalizador coquizado **54** experimenta la combustión típica del coque de la superficie de las partículas de catalizador por contacto con un gas con contenido de oxígeno. El gas con contenido de oxígeno ingresa al fondo del regenerador **50** a través de un distribuidor del regenerador **56** y atraviesa un lecho fluidizado denso de catalizador. Gas de chimenea compuesto principalmente de N_2 , H_2O , O_2 , CO_2 y quizá con contenido de CO asciende desde el lecho denso a una fase diluida del regenerador **50**. Un separador primario, tal como un decantador en T **59**, separa inicialmente catalizador del gas de chimenea. Los ciclones del regenerador **58**, u otros medios, retiran partículas del catalizador arrastradas del gas de chimenea ascendente, antes de que el gas de chimenea abandone el tanque a través de la salida **60**. La combustión de coque de las partículas del catalizador

aumenta las temperaturas del catalizador, que se retira por un tubo vertical del regenerador 62. El tubo vertical del regenerador 62 pasa el catalizador regenerado del regenerador 50 a la sección ampliada 22 del tubo ascendente 20 en una tasa regulada por una válvula de control. Gas de fluidización, tal como vapor, que se pasa a la sección inferior ampliada 22 por un distribuidor de vapor 28, contacta el catalizador en una zona del fondo 14 y lo eleva a la sección inferior ampliada para contactar la alimentación de los distribuidores 12. En una incorporación, la zona del fondo 14, donde se mezclan el catalizador y el gas de fluidización, se encuentra debajo de todos los orificios 86 en los distribuidores 12. Usualmente el catalizador regenerado, proveniente del tubo vertical del regenerador 18, tendrá una temperatura en un rango desde 649° y 760°C (1200° a 1400°F). La tasa de aire caliente al regenerador puede estar entre 3.6 y 6.3 kg/kg de coque (8 y 14 lbs/lb de coque). El hidrógeno en el coque puede estar entre 4 y 8% en peso, preferiblemente en 6% en peso, y el azufre en el coque puede estar entre 0.6 y 1.0% en peso, preferiblemente 0.8% en peso. El proceso y la alimentación con los métodos de enfriamiento del alto contenido de carbón de Conradson pueden ser muy apropiados para operación efectiva. Pueden usarse enfriadores de catalizador en el regenerador. Adicionalmente, el regenerador puede operarse bajo condiciones de quemado parcial. Más aún, agua o aceite cíclico liviano puede agregarse al fondo del reactor para mantener la unidad FCC en el rango de temperatura adecuado. La conversión puede ser entre 55 y 80% en volumen, según se produzca. La conversión se define por la conversión en gasolina y productos ligeros con 90% en volumen del producto gasolina que hierven a 193°C (380°F), o por debajo de esta temperatura, usando ASTM D-86. Las mallas moleculares zeolíticas usadas en una operación típica en modo gasolina FCC tienen un gran tamaño de poro y son apropiadas para la presente invención. Mallas moleculares con un tamaño de poro grande presentan poros con orificios superiores a 0.7 nm de diámetro efectivo, definido por anillos de más de 10 y, típicamente, 12 miembros. Índices de tamaño de poro de poros grandes están por encima de 31. Mallas moleculares apropiadas de poro grande

incluyen zeolitas sintéticas, tales como las zeolitas tipo X y tipo Y, mordenita y faujasita. Se prefieren las zeolitas-Y con bajo contenido de tierras raras. Un contenido bajo de tierras raras significa menos o igual a 1.0% en peso de óxido de tierras raras en la porción zeolítica del catalizador. A la composición catalizadora puede agregarse un aditivo de catalizador durante la operación.

[0034] En una incorporación, un rendimiento de producto de gasolina desbutanizada de 90% en peso que hierve a 193°C (380°F), o por debajo de esta temperatura, puede estar entre 30 y 45% en peso, preferiblemente entre 35 y 40% en peso y, aún más preferiblemente, 38% en peso. Un rendimiento de aceite cíclico ligero de 90% en peso que hierve a 316°C (600°F), o por debajo de esta temperatura, puede estar entre 15 y 25% en peso, preferiblemente 20% en peso. El rendimiento de aceite clarificado puede estar entre 10 y 16% en peso, preferiblemente 13.7% en peso. El rendimiento de coque puede estar entre 13 y 20% en peso, preferiblemente entre 15 y 18 % en peso y, aún más preferiblemente, 17% en peso.

[0035] FIGS. 7 y 8 ilustran una incorporación adicional de la invención. Los elementos en FIGS. 7 y 8, que corresponden a los elementos en FIGS. 1-6 pero con diferentes configuraciones, se designarán con el mismo numeral de referencia, pero provisto del símbolo prima ('). FIGS. 7 y 8 describen un distribuidor de alimentación localizado centralizadamente 90, el cual puede tener una configuración cilíndrica. La alimentación se introduce desde el distribuidor 90 ubicado cerca del centro de la sección inferior ampliada 22, que se proyecta hacia arriba desde el fondo de la sección inferior ampliada 22. El distribuidor 90 se posiciona para introducir la alimentación en aproximadamente el centro entre las paredes laterales de la sección inferior ampliada 22' del tubo ascendente 20' y en una posición elevada encima del suministro de vapor desde un distribuidor de vapor 28' y un tubo vertical del regenerador 62 en una zona del fondo 14. En una incorporación, un cilindro del distribuidor 92 recibe vapor de una tubería de

entrada de vapor **94** y pasa alrededor de un disco de vapor **116**, que define un anillo constrictor con la superficie interior del cilindro del distribuidor **92**. Una brida del cuerpo del cilindro **96** asegura el cilindro del distribuidor **92** a la base **98** de la sección inferior ampliada **22'** del tubo ascendente **20'** mediante pernos u otro dispositivo de fijación. Una tubería de entrada de aceite **100** entrega alimentación de hidrocarburos a una tubería de aceite interna **102**. Una brida del cilindro de entrada de aceite **104** asegura la tubería de entrada de aceite **100** al cilindro del distribuidor **92** mediante pernos. Paletas **103** en la tubería de aceite interna **102** hacen que el aceite se arremoline en la tubería de aceite antes de salir. La tubería de aceite interna **102** distribuye el aceite en remolinos al cilindro del distribuidor **92**, donde se mezcla con el vapor que ha pasado el disco de vapor **116** y se inyecta de los orificios, o agujeros, **106** en la tapa del distribuidor **108**. Los agujeros **106** en la tapa **108** pueden comprender una hilera circular de huecos exactamente dentro del perímetro exterior de la tapa, como se ilustra en FIG. 8. En una incorporación, ejes de los agujeros **106** en el distribuidor **90** se proyectan en un ángulo con respecto a la vertical proyectada hasta una intersección entre la sección ampliada **22'** y la sección de transición frusto-cónica **24'** del tubo ascendente **20'**. En una incorporación adicional, el aceite en remolinos sale de un solo agujero en la punta **114** de la tubería de aceite interna **102**. Una línea imaginaria desde el centro del agujero **112** a los agujeros **106** en la punta del distribuidor **108** delimitan un ángulo que puede ser diferente y, preferiblemente, mayor que el ángulo θ definido entre los agujeros **106** y la intersección **110** con respecto a la vertical. En una incorporación, la alimentación de hidrocarburo que sale de los agujeros **106** en el distribuidor **90** forma un patrón de pulverización, generalmente hueco, con un ángulo de cono θ entre 20 y 50°, preferiblemente 30°. **D'** representa el diámetro de la sección inferior ampliada **22'** y **S'** representa la distancia de separación entre los agujeros **106** y la intersección **110**. La alimentación pulverizada en el ángulo del cono θ puede proyectarse para intersecar la pared de la sección inferior ampliada **22'** y la sección de transición frusto-cónica **24'** a entre 50 y 115% la distancia **S'** desde la punta del distribuidor

90, preferiblemente 70 y 95%. Debido a que el distribuidor 90 se encuentra localizado centralizadamente en la sección inferior ampliada 22', los agujeros 106 se distanciarán de la pared de la sección inferior ampliada en por lo menos tanto como los agujeros en el distribuidor 12 descritos con respecto a FIGS. 1-6. En una incorporación, los agujeros 106 se distancian 35-50% del diámetro D' de la sección inferior ampliada 22' de la parte más cercana de la superficie interior de la pared 23' de la sección inferior ampliada. Se contempla igualmente que el patrón de los huecos en la cabeza de la tapa del distribuidor 108 puede tomar otros tipos de diseños, tales como círculos concéntricos u otras formas. Se contempla asimismo que una pluralidad de distribuidores 90, que se proyectan a través de la base de la sección inferior ampliada 22' del tubo ascendente, 20' puede estar ubicada en la sección inferior ampliada 22' para garantizar la adecuada dosificación de la alimentación a través de la sección transversal de la sección inferior ampliada 22', la cual puede ser necesaria para procesar tasas de alimentación relativamente grandes. Los distribuidores 12 y 12' se pueden obtener de Bete Fogg Nozzles Inc.

[0036] Incorporaciones preferidas de esta invención se describen en esta divulgación, incluido el mejor método conocido por los inventores para llevar a cabo la invención. Debe entenderse que las incorporaciones ilustradas son ejemplares únicamente y no deben tomarse como limitantes del ámbito de la invención.

EJEMPLO

[0037] Un proceso FCC y un aparato tienen una tasa de carga de 20.000 BPSD (barriles por día hábil). El tubo ascendente 20 tiene 0.9 metros (3 pies) de diámetro con un sección inferior ampliada 22 de 1.8 metros (6 pies) de diámetro. La alimentación es un crudo Rubiales, que posee las siguientes propiedades. Tiene un % en peso de carbón Conradson de 13.7, una gravedad API de 12.3 y un peso molecular de 480.6. Además, la

alimentación tiene 33 ppm de níquel, 125 ppm de vanadio y 1.3 % en peso de azufre.

[0038] La alimentación se introduce a través de distribuidores situados encima de la entrada del catalizador y en la sección inferior ampliada 22 del tubo ascendente 20. La alimentación se inyecta a través de seis distribuidores 12 distanciados de manera generalmente uniforme alrededor de una sección transversal de la sección inferior ampliada 22, como se muestra en FIG. 3, a una velocidad de 30 metros por segundo (100 pies por segundo) y una presión de 172 kPa (manométricos) (25 psig). Se inyecta también vapor a través de los distribuidores 12 con la alimentación en 10% en peso. Cada distribuidor 12 se sitúa con todos los agujeros 86 en su punta 88 proyectándose al interior de la sección inferior ampliada 22 en 30% del diámetro D de la sección inferior ampliada 22 lejos de la parte más cercana de la pared 23 e inclinados hacia arriba en un ángulo de 30 grados con respecto a la horizontal. La alimentación se pulveriza de doce orificios 86 en un arreglo tipo ovalado en la cabeza de capa punta 88. La alimentación pulverizada forma un patrón de pulverización de cono hueco, con una línea central vertical y un ángulo de cono β de 60 grados en sentido ascendente en la sección inferior ampliada 22. Cada orificio 86 tiene un diámetro de 1.6 centímetros (0.6 pulgadas).

[0039] La alimentación inyectada en sentido ascendente se mezcla con un lecho fluidizado de catalizador. El catalizador, y el vapor utilizado como elevación con 75% de vapor y una velocidad de 1.3 metros por segundo (4.2 pies por segundo), se mueve ascendentemente desde la parte del fondo de la sección inferior ampliada 22 a una velocidad de 0.2 metros por segundo (0.7 pies por segundo), para mezclarse con la alimentación de inyección. La alimentación de mezcla y el catalizador se desplazan hacia arriba de la sección inferior ampliada 22 a 4.7 metros por segundo (15.5 pies por segundo). La distancia S de la punta del distribuidor 88 a la parte superior de la sección inferior ampliada 22, donde el diámetro hace

transición al pasar al tubo ascendente más angosto 20, es 3 metros (10 pies). La velocidad aumenta a 19 metros por segundo (62 pies por segundo) en el tubo ascendente 20.

[0040] Las condiciones de operación del proceso incluyen una relación de catalizador a aceite de 9.9. El vapor al tubo ascendente es 5% en peso de la alimentación y la temperatura del aceite crudo es 232°C (450°F). La temperatura del reactor es 524°C (975°F) y la presión del reactor es 138 kPa (manométricos) (20 psig). El calor de reacción es 109 kJ/kg de alimentación (alimentación 228 BTU/lb). La temperatura del regenerador es 666°C (1231°F). Además, la extracción de calor es 2592 kJ/kg de coque (coque 5400 BTU/lb), la tasa de aire seco 4.6 kg/kg de coque (coque 10.2 lbs/lb). El hidrógeno en el coque es 6% en peso y el azufre en el coque es 0.8% en peso. La conversión, como se produjo, en gasolina y productos más ligeros, 90% en peso de los cuales hierve a 193°C (380°F), es 68% en volumen.

[0041] Rendimiento del producto de gasolina 90% en peso de la cual hierve a 193°C (380°F) es 38.3 % en peso, 19.7 % en peso de aceite cíclico ligero, 90% en peso del cual hierve a 316°C (600°F), 13.7% en peso de aceite clarificado, y 16.7 % en peso de coque. Con la tasa de carga de 20.000 BPSD, se producen 9808 BPSD de gasolina desbutanizada, 90% en peso de la cual hierve a 193°C (380°F), 3955 BPSD de aceite cíclico ligero, 90% en peso del cual hierve a 316°C (600°F), 2436 BPSD de aceite clarificado, 7915 BPSD de gasolina despentanizada y 21.842 kg/hr (48,093 lbs/hr) de coque.