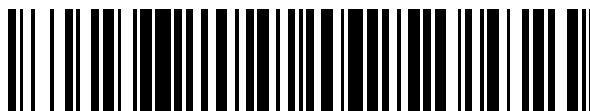


19



OFICINA ESPAÑOLA DE  
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 626 124**

51 Int. Cl.:

**F27B 15/00** (2006.01)

**C10G 11/18** (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

86 Fecha de presentación y número de la solicitud internacional: **12.05.2009 PCT/US2009/002929**

87 Fecha y número de publicación internacional: **17.12.2009 WO09151522**

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **12.05.2009 E 09762819 (2)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **22.03.2017 EP 2286167**

54 Título: **Diseño de reactor de FCC y tubo elevador mejorado para craqueo catalítico de corto de tiempo de contacto de hidrocarburos**

30 Prioridad:

**14.05.2008 US 127532**

**08.05.2009 US 387834**

45 Fecha de publicación y mención en BOPI de la traducción de la patente:

**24.07.2017**

73 Titular/es:

**EXXONMOBIL RESEARCH AND ENGINEERING  
COMPANY (100.0%)**

**1545 Route 22 East P.O. Box 900  
Annandale, NJ 08801-0900, US**

72 Inventor/es:

**TAMMERA, ROBERT, F.;**  
**JONES, EDWARD, N.;**  
**SMALLEY, CHRISTOPHER, G.;**  
**DEIS, PHILLIP, A.;**  
**CHEN, ALVIN, U. y**  
**GURCIULLO, CHRIS, S.**

74 Agente/Representante:

**LEHMANN NOVO, María Isabel**

ES 2 626 124 T3

Aviso: En el plazo de nueve meses a contar desde la fecha de publicación en el Boletín Europeo de Patentes, de la mención de concesión de la patente europea, cualquier persona podrá oponerse ante la Oficina Europea de Patentes a la patente concedida. La oposición deberá formularse por escrito y estar motivada; sólo se considerará como formulada una vez que se haya realizado el pago de la tasa de oposición (art. 99.1 del Convenio sobre Concesión de Patentes Europeas).

## DESCRIPCIÓN

Diseño de reactor de FCC y tubo elevador mejorado para craqueo catalítico de corto de tiempo de contacto de hidrocarburos

5

Campo de la invención

La presente invención se refiere a un diseño mejorado y a funcionamiento de un reactor craqueo catalítico en lecho fluido (FCC, *Fluid Catalytic Cracking*) de corto tiempo de contacto. En particular, la presente invención se refiere a un diseño mejorado del tubo elevador central interno del reactor de FCC, aparato de terminación de tubo elevador, separadores ciclónicos y un sistema deflector de mitigación de coque, así como a procesos de craqueo catalítico en lecho fluido mejorados asociados que utilizan el diseño de reactor novedoso.

10

Antecedentes de la invención

15

La conversión de alimentaciones de petróleo de alto peso molecular en productos más valiosos mediante procesos catalíticos tales como craqueo catalítico en lecho fluidizado es importante para los procesos de petróleo. En el proceso de craqueo catalítico en lecho fluidizado, se ponen en contacto alimentaciones de alto peso molecular con partículas de catalizador fluidizado en el reactor de tubo elevador de la unidad de craqueo catalítico en lecho fluidizado. El contacto entre la alimentación y el catalizador se controla según el tipo de producto deseado. En el craqueo catalítico de la alimentación, se controlan condiciones de reactor tales como temperatura y tasa de circulación de catalizador para maximizar los productos deseados y minimizar la formación de productos menos deseables tales como gases ligeros y coque.

20

25

En el pasado se han utilizado diversos diseños de recipiente de reactor y tubo elevador de reactor de craqueo catalítico en lecho fluidizado. Sin embargo, con el avance de los catalizadores de craqueo zeolíticos con actividad de craqueo mejorada enormemente, la mayoría de los reactores de craqueo catalítico en lecho fluidizado modernos utilizan una configuración de craqueo de corto tiempo de contacto. Con esta configuración, el tiempo que el catalizador y la corriente de alimentación de craqueador catalítico en lecho fluidizado están en contacto se limita con el fin de minimizar la cantidad de craqueo en exceso que da como resultado la producción aumentada de productos menos valiosos tales como gases de hidrocarburos ligeros así como una deposición de coque aumentada sobre los catalizadores de craqueo. Los diseños de reactor de tubo elevador de corto tiempo de contacto son relativamente nuevos para la industria petroquímica, pero han ganado una amplia aceptación y uso en la industria debido a la capacidad de optimizar los productos de craqueo hidrocarbonados y los rendimientos junto con el uso de catalizadores de craqueo modernos. Un diseño de este tipo para diseños de tubo elevador de reactor de craqueo catalítico en lecho fluido de corto tiempo de contacto se ilustra en la patente estadounidense n.º 5.190.650 concedida a Tammera *et al.*

30

35

40

La mayoría de las configuraciones de craqueo catalítico en lecho fluidizado de corto tiempo de contacto utilizan una configuración de craqueo de tubo elevador de reactor, en la que el catalizador se pone en contacto con la materia prima de craqueador catalítico fluidizado en un tubo elevador de reactor, y el catalizador y los productos de reacción hidrocarbonados se separan poco después de que la mezcla de catalizador y de hidrocarburos abandone el tubo elevador de reactor y entre en el reactor de craqueo catalítico en lecho fluidizado. Aunque hay muchos diseños de reactor de craqueo catalítico en lecho fluidizado diferentes en uso, la mayoría usan ciclones mecánicos internos con respecto al reactor para separar el catalizador de los productos de reactor hidrocarbonados tan rápida y eficientemente como sea posible. Este proceso de separación rápida tiene los beneficios tanto de minimizar las reacciones posteriores al tubo elevador entre el catalizador y los hidrocarburos como de proporcionar un medio físico para separar los productos hidrocarbonados sometidos a craqueo para un procesamiento adicional a partir del catalizador gastado que se regenera antes de la reintroducción del catalizador regenerado de vuelta en el proceso de reacción.

45

50

55

Mejoras significativas en la tecnología de catalizador han conducido a que la mayoría de los reactores de craqueo catalítico en lecho fluidizado convencionales estén diseñados para un procesamiento de corto tiempo de contacto. Es decir, se desea que las reacciones de craqueo estén limitadas significativamente a la reacción en el tubo elevador de reactor seguida por una separación muy rápida de hidrocarburos de los catalizadores con el fin de impedir reacciones no deseadas o el "sobrecraqueo" de las materias primas hidrocarbonadas y/o los productos de reacción. Por tanto, la mayoría de las unidades de craqueo catalítico en lecho fluidizado modernas incorporan un mecanismo de separación de hidrocarburos/catalizador rápida después de que la corriente de hidrocarburos/catalizador haya abandonado el tubo elevador de reactor. Los ciclones mecánicos, tal como se comentó anteriormente, son generalmente el método más común utilizado para realizar el grueso de la separación de catalizador/aceite en los procesos de craqueo catalítico en lecho fluidizado.

60

65

La patente estadounidense n.º 5.190.650 concedida a Tammera *et al.* ilustra también una característica común en los diseños de tubo elevador de reactor catalítico en lecho fluido de corto tiempo de contacto porque comúnmente se suministra un "hueco" o "zona de liberación" entre el tubo elevador de reactor y los ciclones primarios en el diseño del reactor. Esto también se ilustra en la Figura 1 de la presente solicitud, que ilustra esta técnica anterior. Este

huevo se incorpora entre el tubo elevador y los ciclones primarios en un diseño de reactor de "presión negativa", en el que los ciclones primarios se hacen funcionar a una presión menor (o presión negativa) en relación con la fase diluida del reactor de FCC. Este hueco también puede incorporarse entre los ciclones primarios y ciclones secundarios en un diseño de reactor de "presión positiva", en el que los ciclones primarios se hacen funcionar a una presión mayor (o presión positiva) en relación con la fase diluida del reactor de FCC. Este hueco o "zona de liberación" se utiliza para permitir la retirada de vapores de hidrocarburos y vapor de agua del reactor de FCC por medio de los ciclones.

La patente estadounidense n.º 4.606.814 concedida a Haddad *et al.* ilustra una disposición de tubo elevador de FCC/ciclón, en la que el tubo elevador está unido a un ciclón sin un hueco. En esta invención, algo del catalizador en el tubo elevador se separa antes del ciclón primario. Adicionalmente, debido a este diseño, algunos de los hidrocarburos también se arrastran en el catalizador de esta primera separación. Esto conduce a un tiempo de contacto catalizador/hidrocarburos incontrolado y pueden conducir al sobrecraqueo de los materiales de alimentación hidrocarbonados. Adicionalmente, una porción significativa de los hidrocarburos entra en la fase diluida del reactor y tiene que volver a entrar en el tubo elevador de reactor, conduciendo de nuevo al sobrecraqueo de los materiales de alimentación hidrocarbonados.

La patente estadounidense n.º 4.394.349 concedida a Cartmell ilustra una disposición similar a la referencia de Haddad, en la que se permite que al menos una porción significativa del catalizador y de los hidrocarburos en el tubo elevador de reactor se retire a la sección de fase diluida del reactor. De manera similar al diseño de Haddad, este tiempo de contacto catalizador/hidrocarburos incontrolado en la fase diluida del reactor de FCC da como resultado un sobrecraqueo no deseado de los materiales de alimentación hidrocarbonados.

La patente estadounidense n.º 5.368.721 concedida a Terry *et al.* ilustra una disposición de tubo elevador de reactor, en la que se proporciona una zona de liberación en el tubo elevador de reactor. Sin embargo, en la invención de Terry, la porción inferior del tubo elevador tiene un área de sección transversal aumentada para disminuir la "velocidad de deslizamiento" de la corriente de reacción, seguido por un "medio de aumento de la velocidad de deslizamiento" y además un "medio de reducción de la velocidad". Estos elementos tienden a aumentar la resistencia en el tubo elevador y proporcionan un hardware adicional que puede estar sujeto a incrustación. Estos elementos también tienen el efecto de una reducción de las velocidades de flujo en el tubo elevador de reactor seguida por un aumento en las velocidades de flujo en el tubo elevador de reactor. Estas velocidades alternantes en el tubo elevador de reactor pueden conducir a fluctuaciones de presión no deseadas en el reactor, el tubo elevador y/o los ciclones. Adicionalmente, la velocidad global reducida de la corriente de reacción en el tubo elevador puede conducir a una pérdida de catalizador desde el tubo elevador y a la pérdida de alimentación de hidrocarburos a la fase diluida del reactor a través de la zona de liberación de tubo elevador.

La patente estadounidense n.º 4.579.716 concedida a Krambeck *et al.* (denominada en el presente documento "Krambeck") y la patente estadounidense n.º 4.588.558 concedida a Kam *et al.* (denominada en el presente documento "Kam") (ambas patentes denominadas de manera colectiva en el presente documento como las patentes de Krambeck/Kam) presentan una zona de liberación en el reactor de FCC similar a la presente invención. Estas dos patentes de titularidad de Mobil Oil Corporation se basan en diseños similares y tienen deficiencias similares. Una deficiencia principal con estos diseños es que no pueden hacerse funcionar de manera apropiada a menos que haya una cantidad muy alta de concetricidad entre la porción inferior del tubo elevador y la porción superior del tubo elevador en la zona de liberación. En particular, en la patente de Kam se afirma que "las dos porciones del tubo elevador tienen que estar alineadas de tal modo que la excentricidad máxima es 10%" (véase Kam, U.S. 4.588.558, columna 6, líneas 9-10). Tal como se explica en Kam, si las dos porciones del tubo elevador no se mantienen en una "relación sustancialmente concéntrica una con respecto a la otra", se producirá un retomezclado significativo de catalizador e hidrocarburos (véase Kam, U.S. 4.588.558, columna 6, líneas 2-8). El problema con los diseños de Krambeck/Kam es que debido a las altas temperaturas en los reactores de FCC (normalmente en el intervalo de aproximadamente 950 a 1250°F) y la expansión térmica significativa resultante de los componentes de reactor, es difícil, si no imposible, mantener este grado de concetricidad en condiciones de funcionamiento. Con el fin de abordar este problema, las patentes de Krambeck/Kam intentaron tres vías de abordar este problema.

La primera manera, y la más simple, en la que se abordó este problema de concetricidad mediante los diseños de Krambeck/Kam es usando "separadores mecánicos" para mantener la concetricidad de los tubos elevadores superior e inferior. Esto se ilustra en U.S. 4.588.558 concedida a Kam *et al.*, en la que "están provistos tres o más separadores 45 entre las dos secciones del tubo elevador para mantener las dos secciones concéntricas y separadas una de la otra a una distancia igual" (véase Kam, U.S. 4.588.558, columna 9, líneas 37-40; y elemento 45 en la Figura 1). Sin embargo, hay múltiples problemas con este diseño. El primer problema que resulta es que estos separadores restringen el área de flujo del anillo dando como resultado una mayor caída de presión y patrones de flujo irregulares para el gas de ventilación entrante de la fase diluida del reactor. El segundo problema que resulta es que esto crea condiciones de material erosivas entre los separadores y el tubo elevador. Esto es especialmente problemático para el diseño ya que se desea que la parte interior del tubo elevador se cubra con un recubrimiento o refractario resistente a la erosión para protegerlo del desgaste inducido por el catalizador a alta velocidad que se mueve a través del tubo elevador así como el catalizador arrastrado que entra en el anillo de la fase diluida del reactor de FCC. Este diseño de separador deja un área expuesta para el catalizador y reduciendo de ese modo el

desgaste por contacto mecánico la fiabilidad mecánica del diseño. El tercer problema que resulta, y posiblemente el inconveniente más significativo del diseño de separadores es que los tubos elevadores superior e inferior transfieren fuerzas mecánicas entre sí por medio de los separadores, lo que debido a que la expansión térmica inducida de estos componentes es en direcciones diferentes una en relación con otra, pueden crear fuerzas mecánicas no deseadas significativas que surgen del tubo elevador interno inferior hacia el tubo elevador interno superior así como la configuración de ciclón anexa. Esto da como resultado un sobredimensionamiento mecánico significativo de los componentes relacionados así como una fiabilidad reducida de la unidad. Lo que se necesita en la técnica es un diseño que no se base en separadores o puntos de contacto mecánicos entre los ensamblajes de tubo elevador superior e inferior.

La segunda manera, en la que se abordó este problema de concentricidad mediante los diseños de Krambeck/Kam es mediante la instalación de "válvulas de goteo" en los conductos entre el tubo elevador y los ciclones primarios, así como en los conductos entre los ciclones primarios y ciclones secundarios. Éstos pueden observarse en la patente estadounidense n.º 4.579.716 concedida a Krambeck *et al.* en la Figura 1 como elementos 27, 27A, 41 y 41A, y en la patente estadounidense n.º 4.588.558 concedida a Kam *et al.* como elementos 22 y 38. Se cree que el uso de estas válvulas de goteo era compensar flujos erráticos y saltos de presión que pueden acompañar al uso de los diseños de Krambeck/Kam. El problema que resulta con este diseño es que da como resultado la restitución de uno de los problemas principales que se está intentando eliminar mediante la instalación de la zona de liberación en el tubo elevador. El problema es que en la presente técnica, la abertura o los huecos se instalan en los conductos en las mismas ubicaciones generales que las válvulas de goteo en los diseños de Krambeck/Kam y ambos son propensos a una gran cantidad de retromezclado de catalizadores (sólidos) e hidrocarburos (vapores) así como una coquización excesiva. Lo que se necesita en la técnica es un diseño que no se base en aberturas secundarias en los conductos de ciclón para la entrada o expulsión de catalizadores e hidrocarburos a y desde la sección de fase diluida del reactor de FCC.

Por último, una tercera manera en la que se abordó este problema de concentricidad mediante los diseños de Krambeck/Kam se basa en aberturas (o "huecos") en el conducto entre el tubo elevador y los ciclones primarios. Esto se muestra en U.S. 4.579.716 concedida a Krambeck *et al.* en la Figura 1 como elementos 22 y 38. Este diseño impone de nuevo los mismos problemas que se desean eliminar y se comentaron en el párrafo anterior.

También debe observarse que debido, probablemente al menos en parte, a los inconvenientes en los diseños de Krambeck/Kam identificados y comentados anteriormente, Mobil Oil Corporation nunca implementó comercialmente un diseño que incorporase una zona de liberación en el tubo elevador de reactor tal como se muestra en las referencias de Krambeck/Kam.

Lo que se requiere en la industria es un diseño de reactor de FCC mejorado, que pueda garantizar que sustancialmente toda la alimentación de hidrocarburos y el catalizador en el tubo elevador de reactor se entrega al sistema de ciclón para una separación eficaz y controlada y no confiera fluctuaciones de alimentación significativas o hardware en el tubo elevador de reactor, al tiempo que mejore el diseño mecánico del sistema global.

#### Sumario de la invención

Un diseño mecánico de reactor de FCC mejorado y un proceso de craqueo catalítico en lecho fluido mejorado para convertir hidrocarburos pesados en hidrocarburos de menor peso molecular más valiosos utilizando dicho diseño mecánico.

Una realización preferida de la presente invención es un recipiente de reactor de craqueo catalítico en lecho fluido, que comprende:

a) un tubo elevador de reactor interno inferior, en el que una porción del tubo elevador de reactor interno inferior está ubicada dentro del recipiente de reactor de craqueo catalítico en lecho fluido, y en el que el extremo inferior del tubo elevador de reactor interno inferior está unido a la carcasa del recipiente de reactor de craqueo catalítico en lecho fluido; y

b) un tubo elevador de reactor interno superior ubicado dentro del recipiente de reactor de craqueo catalítico en lecho fluido, en el que el extremo inferior del tubo elevador de reactor interno superior termina en una sección cónica que está conectada a un manguito cilíndrico; en el que la sección superior del tubo elevador de reactor interno superior no está en conexión de fluido con la sección de fase diluida del recipiente de reactor, y al menos dos orificios de salida de tubo elevador están conectados mecánicamente a la sección superior del tubo elevador de reactor interno superior;

en el que el extremo superior del tubo elevador de reactor interno inferior está en conexión de fluido con el tubo elevador de reactor interno superior y la sección de fase diluida del recipiente de reactor; el tubo elevador de reactor interno inferior no está conectado mecánicamente al tubo elevador de reactor interno superior; el diámetro más grande de la sección cónica del tubo elevador de reactor interno superior es mayor que el diámetro del extremo superior del tubo elevador de reactor interno inferior; el manguito cilíndrico del tubo elevador de reactor interno

superior tiene un diámetro mayor que el diámetro del extremo superior del tubo elevador de reactor interno inferior; al menos una porción del manguito cilíndrico del tubo elevador de reactor interno superior se solapa con al menos una porción del extremo superior del tubo elevador de reactor interno inferior; y no hay ningún medio mecánico ubicado en la región de la porción solapante del manguito cilíndrico del tubo elevador de reactor interno superior y el extremo superior del tubo elevador de reactor interno inferior para restringir la excentricidad entre el manguito cilíndrico y el extremo superior del tubo elevador de reactor interno inferior; en el que la longitud de la porción solapante del manguito cilíndrico del tubo elevador de reactor interno superior y el extremo superior del tubo elevador de reactor interno inferior es de 6 a 36 pulgadas (de 15,24 a 91,44 cm) cuando el recipiente de reactor de craqueo catalítico en lecho fluido está en la condición de funcionamiento (en caliente); y en el que el ángulo agudo entre la sección cónica del tubo elevador de reactor interno superior y el eje del tubo elevador de reactor interno superior es de 5° a 25° y en el que la sección de tubo elevador está compuesta por una longitud de transición, medida desde la parte superior del tubo elevador de reactor interno inferior hasta la parte inferior de la sección cónica; y en el que esta longitud de transición es de 6" a 36" (de 15,24 a 91,44 cm) cuando el recipiente de reactor de craqueo catalítico en lecho fluido está en la condición de funcionamiento (en caliente), tal como se da a conocer en el texto de la reivindicación independiente 1. Otras realizaciones de la presente invención se dan a conocer en el texto de las reivindicaciones dependientes 2 a 8.

#### Breve descripción de las figuras

La Figura 1 ilustra una configuración de tubo elevador de reactor de FCC/ciclón de corto tiempo de contacto típica de la técnica anterior.

La Figura 2 ilustra una realización del diseño de tubo elevador superior y tubo elevador inferior internos de la presente invención junto con uno de los ciclones primarios mostrados.

La Figura 3A ilustra una vista en alzado esquemática de sección transversal de una realización de la relación entre tubo elevador superior y tubo elevador inferior de la presente invención.

La Figura 3B ilustra una vista en planta esquemática de sección transversal de una realización de la conexión entre tubo elevador superior y tubo elevador inferior de la presente invención.

La Figura 4 ilustra una realización del diseño de tubo elevador superior y tubo elevador inferior internos de la presente invención junto con uno de los ciclones primarios que ilustra ubicaciones y dimensiones preferidas de algunos de los componentes de la presente invención.

La Figura 5 ilustra una realización preferida de la presente invención en el que un deflector anticoquización está ubicado por debajo de la entrada de los ciclones primarios. Esta figura también muestra una realización de la presente invención en una configuración de un único tubo elevador que termina en tres conjuntos de ciclones primarios/secundarios.

La Figura 6A muestra una configuración esquemática general para el aparato de prueba de flujo frío de la técnica anterior tal como se describe en el ejemplo.

La Figura 6B muestra una fotografía del aparato de prueba de flujo frío de la técnica anterior tal como se describe en el ejemplo.

La Figura 7A muestra una configuración esquemática general para el aparato de prueba de flujo frío de una realización de la presente invención tal como se describe en el ejemplo.

La Figura 7B muestra una fotografía del aparato de prueba de flujo frío de una realización de la presente invención tal como se describe en el ejemplo.

La Figura 8A compara la cantidad de fuga de sólidos (catalizador) desde la zona de liberación de las pruebas de flujo frío de la técnica anterior y las pruebas de flujo frío de la presente invención en función de velocidades de tubos elevadores.

La Figura 8B compara la cantidad de fuga de gas (hidrocarburos) desde la zona de liberación de las pruebas de flujo frío de la técnica anterior y las pruebas de flujo frío de la presente invención en función de velocidades de tubos elevadores.

La Figura 9A compara la cantidad de fuga de sólidos (catalizador) desde la zona de liberación de las pruebas de flujo frío de la técnica anterior y las pruebas de flujo frío de la presente invención en función de las tasas de flujo de tubos elevadores.

La Figura 9B compara la cantidad de fuga de gas (hidrocarburos) desde la zona de liberación de las pruebas de flujo frío de la técnica anterior y las pruebas de flujo frío de la presente invención en función de las tasas de flujo de tubos elevadores.

5 La Figura 10A compara la cantidad de fuga de sólidos (catalizador) desde la zona de liberación de las pruebas de flujo frío de la técnica anterior y las pruebas de flujo frío de la presente invención en función de las velocidades de ventilación.

10 La Figura 10B compara la cantidad de fuga de gas (hidrocarburos) desde la zona de liberación de las pruebas de flujo frío de la técnica anterior y las pruebas de flujo frío de la presente invención en función de las velocidades de ventilación.

#### Descripción detallada de la invención

15 La presente invención se refiere a un diseño de reactor de craqueo catalítico en lecho fluido (FCC) novedoso que mejora tanto la fiabilidad mecánica como el rendimiento de proceso de la unidad de FCC. El diseño en el presente documento permite esfuerzos térmicos reducidos en las partes internas del reactor, distancias libres de diseño más estrechas, rendimientos de proceso mejorados y costes de mantenimiento reducidos. Este diseño de reactor mejorado también mejora significativamente la simplicidad de diseño de reactor y construcción, dando como resultado una disminución sustancial en la cantidad de trabajo de campo requerido para la instalación, dando como resultado reducciones sustanciales en los costes globales de construcción y reducciones sustanciales en el tiempo de parada global de la unidad requerido para la instalación del equipo interno del reactor.

25 Normalmente, el diseño y el funcionamiento modernos preferidos de reactores de craqueo catalítico en lecho fluido (FCC) utilizan un diseño de tubo elevador de reactor de corto tiempo de contacto para someter a craqueo catalítico alimentaciones de hidrocarburos pesados (o "alimentaciones de FCC") compuestas por hidrocarburos de alto peso molecular para dar productos de combustible hidrocarbonado más valiosos, de menor peso molecular. En los procesos de reacción de FCC de corto tiempo de contacto, la alimentación de hidrocarburos se pone en contacto con un catalizador fluidizado altamente activo en condiciones y con duraciones de reacción altamente controladas. Se prefiere que la alimentación de hidrocarburos y el catalizador se pongan en contacto en condiciones de craqueo en el "tubo elevador de reactor" y que estas reacciones se produzcan sustancialmente en el corto tiempo que los hidrocarburos y el catalizador están en contacto entre sí a medida que se desplazan a través del tubo elevador de reactor. Dado que el tiempo que la corriente de alimentación de hidrocarburos/catalizador está en contacto puede controlarse bien en el tubo elevador de reactor, es deseable que el catalizador y la alimentación de hidrocarburos (ahora los "productos hidrocarbonados sometidos a craqueo") se separen tan rápido y de manera tan completa como sea posible para evitar reacciones de craqueo no deseadas (o "sobrecraqueo"). Generalmente, en la reacción de FCC se desea maximizar los productos líquidos, especialmente tales productos hidrocarbonados como los usados en combustible de gasolina, combustible de aviación o combustibles diésel, al tiempo que se minimiza la producción de sólidos ("coque") y "gases ligeros" (normalmente hidrocarburos C<sub>4</sub> y más ligeros, que son gases en condiciones aproximadamente atmosféricas).

45 Con el diseño de reactor de la presente invención puede usarse cualquier alimentación de FCC convencional. Tales alimentaciones incluyen normalmente alimentaciones de hidrocarburos pesados que experimentan ebullición en el intervalo de aproximadamente 430°F a aproximadamente 1050°F (220-565°C), tal como gasóleos, aceites de hidrocarburos pesados que comprenden materiales que experimentan ebullición por encima de los 1050°F (565°C); petróleo crudo pesado y reducido; colas de destilación atmosférica del petróleo; colas de destilación a vacío del petróleo; brea, asfalto, betún, otros residuos hidrocarbonados pesados; aceites de arenas bituminosas; petróleo de esquisto; productos líquidos derivados de procesos de licuefacción de carbón; y mezclas de los mismos. La alimentación de FCC también puede comprender hidrocarburos reciclados, tales como aceites de ciclo ligero o pesado. Alimentaciones preferidas para su uso en el presente proceso son gasóleos de vacío que experimentan ebullición en el intervalo por encima de aproximadamente 650°F (343°C).

55 La Figura 1 es una ilustración simplificada de una realización comercial típica de un reactor de FCC de corto tiempo de contacto de la técnica anterior; en particular la disposición de tubo elevador de reactor y ciclón mecánico ("ciclón"). En el presente documento, el reactor de FCC (1) tiene un tubo elevador de reactor interno (5). El tubo elevador de reactor interno puede entrar desde la parte inferior del reactor (tal como se muestra en líneas continuas) o puede entrar en el lateral del reactor (tal como se muestra en líneas discontinuas). Ambos se consideran "tubos elevadores internos" en el presente documento y la presente invención funcionará con cualquier diseño de tubo elevador interno. Normalmente, los tubos elevadores están hechos de un diseño tubular continuo en el que las únicas salidas del tubo elevador están en conexión de fluido con los ciclones mecánicos. En un diseño de tubo elevador de reactor de FCC, un catalizador fluidizado (10) se pone en contacto con al menos una corriente de alimentación de hidrocarburos pesados (15) en el tubo elevador interno (5). En este caso, las condiciones y la duración del contacto entre la corriente de alimentación de hidrocarburos y el catalizador pueden controlarse de manera precisa para producir una corriente de producto de reacción que comprende un producto hidrocarbonado sometido a craqueo y un catalizador gastado. Normalmente, las reacciones deseadas se producirán en el plazo de segundos y si el producto hidrocarbonado sometido a craqueo y un catalizador gastado no se separan rápida y

eficazmente uno del otro, tenderán a producirse reacciones continuadas no deseadas o sobrecraqueo, dando como resultado una composición y/o un rendimiento de producto hidrocarbonado sometido a craqueo menos deseados y las reacciones resultantes globales tenderán a aumentar la producción no deseada de coque y gas ligero.

5 Por tanto, es deseable tomar sustancialmente toda la corriente de producto que comprende un producto hidrocarbonado sometido a craqueo y un catalizador gastado y separar rápidamente los componentes de corriente. Un método preferido para separar el producto hidrocarbonado sometido a craqueo y el catalizador gastado es a través del uso de ciclones mecánicos. La Figura 1 muestra un reactor de FCC con una disposición de ciclones de dos fases. En este caso, el tubo elevador interno (5) está en conexión de fluido con un ciclón primario (20). Con fines de simplicidad, en la Figura 1 sólo se muestran un conjunto de ciclones primarios (20) y un conjunto de ciclones secundarios (30). Sin embargo, en la práctica, un reactor de FCC de ciclones de dos fases está compuesto normalmente por desde aproximadamente 2 hasta 8 conjuntos de ciclones primarios/secundarios.

15 Continuando con la Figura 1, la configuración mostrada es un diseño de "ciclón de acoplamiento cerrado" dado que sustancialmente todo el producto hidrocarbonado sometido a craqueo se conduce desde el tubo elevador de reactor interno (5) hasta el ciclón primario (20), y adicionalmente hasta el ciclón secundario (30), que puede entonces recuperarse como producto. En este diseño de ciclón de acoplamiento cerrado, se desea minimizar cualquier hidrocarburo liberado al área de fase diluida (40) del reactor de FCC (1). Adicionalmente, se desea que sustancialmente todo el catalizador gastado pase del tubo elevador interno (5) al ciclón primario (20), donde el catalizador gastado se separa rápida y eficazmente de los productos hidrocarbonados sometidos a craqueo antes de que el catalizador gastado separado se devuelva a la fase densa (42) del reactor de FCC (1) a través de la tubería vertical (*dipleg*) de ciclón primario (25). De esta manera, los productos hidrocarbonados sometidos a craqueo se separan del catalizador gastado de una manera altamente controlada en el tiempo y eficaz, permitiendo controlar el tiempo de reacción de craqueo catalítico para que sea muy preciso. Siguiendo adicionalmente la corriente de producto de la Figura 1, sustancialmente todo el catalizador gastado restante en los productos hidrocarbonados sometidos a craqueo se separa adicionalmente en los ciclones secundarios (30) y el catalizador gastado separado se devuelve a la fase densa (42) del reactor de FCC (1) a través de la tubería vertical (*dipleg*) de ciclón secundario (35). Una corriente de producto hidrocarbonado superior de FCC se recoge de la salida de vapor de los ciclones secundarios y se recupera por medio de la tubería superior de reactor (45).

30 Como se ha comentado, generalmente es deseable separar de la manera más completa y rápida posible los productos hidrocarbonados sometidos a craqueo y el catalizador gastado tras el tiempo de reacción deseado. Por tanto, se desea tanto 1) minimizar la cantidad de productos hidrocarbonados sometidos a craqueo que migran a la fase diluida como, de manera similar, 2) maximizar la separación de los productos hidrocarbonados sometidos a craqueo del catalizador gastado antes de devolver el catalizador gastado al área de fase diluida del reactor. Esto se debe al hecho de que los hidrocarburos que se dejan en contacto con el catalizador gastado en el reactor de FCC continuarán experimentado craqueo en condiciones no controladas, dando como resultado un aumento de productos no deseados a partir del proceso.

40 Volviendo a la Figura 1, el reactor de FCC (1) también está compuesto por un área de separación (50). Aunque no es necesario, el área de separación está ubicada normalmente por debajo de una zona de transición en el reactor de FCC y el área de separación está compuesta por bandejas o depósitos (55). En la zona de separación se inyecta un gas de separación (60), que comprende habitualmente vapor de agua, y el gas de separación ayuda a eliminar los hidrocarburos volátiles que pueden quedar en el catalizador gastado. Las bandejas o depósitos (55) en la zona de separación ayudan a maximizar el contacto entre el catalizador gastado y el gas de separación. El catalizador gastado se retira por medio de una tubería de catalizador gastado (65), en la que puede regenerarse para su reutilización en el proceso de craqueo catalítico. Los gases de separación y los hidrocarburos volátiles separados migran hacia arriba al interior del reactor de FCC (1) a la fase diluida (40) del reactor, donde pueden retirarse con los productos hidrocarbonados sometidos a craqueo del proceso de craqueo catalítico en lecho fluido.

50 Debe indicarse aquí que en diseños de ciclón de acoplamiento cerrado de la técnica anterior, normalmente se suministra una zona de liberación (70) en el conducto entre el tubo elevador (5) y los ciclones primarios (20). Alternativamente, esta zona de liberación (70) puede suministrarse en el conducto entre los ciclones primarios (20) y los ciclones secundarios (30) (esta configuración alternativa no se muestra en la Figura 1). El propósito de la zona de liberación es permitir que los componentes en fase de vapor en el área de fase diluida del reactor (40), tal como los hidrocarburos volátiles restantes y los gases de separación, se retiren del reactor de FCC (1). Sin embargo, existen desventajas asociadas con que la zona de liberación esté ubicada en la proximidad de los ciclones y por tanto existen beneficios que pueden conseguirse en las configuraciones de la presente invención. Estos inconvenientes y beneficios se comentarán adicionalmente a medida que la presente invención se comente en detalle a continuación.

60 En la Figura 2 se muestra una realización preferida de la presente invención. La Figura 2 muestra sólo una porción del reactor de FCC de la presente invención. En este caso, el tubo elevador interno (210) se segrega tanto en un tubo elevador superior (215) como en un tubo elevador inferior (220). El tubo elevador superior (215) está compuesto por una sección de forma cónica superior (225) que está conectada en el extremo grande del cono a un manguito cilíndrico (230) que se ajusta alrededor de manera concéntrica y se solapa con una porción del tubo

elevador inferior (220). Puede verse adicionalmente que el tubo elevador superior está conectado mecánicamente al ciclón primario/a los ciclones primarios (235) en el reactor de FCC mediante un conducto de transición de tubo elevador superior (240) y que se han eliminado las zonas de liberación de los diseños de la técnica anterior en los conductos asociados con los ciclones primarios y secundarios (es decir, no hay hueco en el punto de conexión (245) entre el conducto de transición de tubo elevador superior y el ciclón primario). Debe indicarse que aunque el tubo elevador superior/la sección cónica (215/225/230) está en contacto de fluido con la sección de tubo elevador inferior (220), las dos secciones no están en contacto mecánico una con otra.

La Figura 3A muestra esta porción de interfaz entre los ensamblajes de tubo elevador superior e inferior del presente diseño en mayor detalle, ilustrando una sección transversal en alzado del tubo elevador superior y tubo elevador inferior de la presente invención en el punto de interfaz. La Figura 3A ilustra la posición relativa del tubo elevador superior (215) y su sección superior cónica (225) y manguito (230) asociados así como el tubo elevador inferior (220).

El término “área de hueco anular” (en pulgadas cuadradas) tal como se usa en el presente documento se define como el área de sección transversal definida por un anillo (u otra forma si el tubo elevador no es circular) medida en un plano ortogonal al eje del tubo elevador inferior, en el que el plano está ubicado en la cara superior del tubo elevador inferior, en la posición en frío y concéntrica. La porción externa de este anillo está definida por la pared interna del manguito (230) en su intersección con el plano. La porción interna de este anillo está definida por la pared externa del tubo elevador inferior (220) en su intersección con el plano. Esto se ilustra en la Figura 3B, en la que el área de hueco anular se muestra cómo el área sombreada (301) en el plano ortogonal al eje del tubo elevador inferior entre la pared interna del manguito (230) y la pared externa del tubo elevador inferior (220).

El término “hueco anular” tal como se usa en el presente documento es la distancia (en pulgadas) entre la pared interna del manguito (230) y la pared externa del tubo elevador inferior (220) en su intersección con el plano medida en el plano, en la posición en frío y concéntrica. El “hueco anular” se ilustra como la dimensión (C) en la Figura 3B. Si el manguito y el tubo elevador inferior no tienen una sección transversal circular, entonces el hueco anular es la dimensión más grande entre la pared interna del manguito (230) y la pared externa del tubo elevador inferior (220) en la posición en frío y concéntrica. En la presente invención, el hueco anular es de 1 a 4 pulgadas (de 2,54 a 10,16 cm), preferiblemente de 1,5 a 3 pulgadas (de 3,81 a 7,62 cm). El reactor de craqueo catalítico en lecho fluido en el que el hueco anular es de 1 pulgada a 4 pulgadas (de 2,54 a 10,16 cm) puede usarse con las condiciones de funcionamiento del reactor de FCC para mantener la velocidad de ventilación dentro de los intervalos especificados en el presente documento en todas las condiciones de funcionamiento normales. El término “condiciones de funcionamiento normales” tal como se usa en el presente documento se define como el 75 al 110% de una tasa de alimentación de hidrocarburos del diseño de un reactor de FCC.

Volviendo a la presente invención tal como se muestra en la Figura 3A, esta configuración se define como tener una sección de tubo elevador inferior (220) solapada mediante una sección de tubo elevador superior (215) con una disposición de cono (225) y de manguito (230), en la que la pared de manguito es sustancialmente paralela a la pared de tubo elevador inferior (220). Se llevaron a cabo pruebas experimentales para proporcionar orientación sobre la elección preferida de dimensiones y se comentará adicionalmente en el presente documento. En la presente invención, la longitud del “solapamiento” tal como se muestra como dimensión (A) en la Figura 3A, debe ser de al menos 6 pulgadas cuando la unidad está fría. La longitud del solapamiento es de 6 a 36 pulgadas (de 15,24 a 91,44 cm), más preferiblemente de 9 a 24 pulgadas (de 15,24 a 60,96 cm) e incluso más preferiblemente de 9 a 15 pulgadas (de 15,24 a 38,1 cm) cuando la unidad está en la condición en caliente (es decir, de funcionamiento).

Un aspecto que los presentes inventores han descubierto inesperadamente en los experimentos de flujo frío es el beneficio de incorporar una longitud “de transición” en el diseño de zona de liberación de la presente invención. Se cree que uno de los problemas significativos con los diseños en la patente de Krambeck y Kam comentada en la sección de antecedentes de la invención en el presente documento, es que no se incorporó una longitud de transición en sus diseños, y en algunos casos, el cono y el tubo elevador de reactor inferior pueden haberse solapado. Lo que se ha descubierto inesperadamente es que se requiere algo de longitud de transición en el diseño de la presente invención para un funcionamiento apropiado. Esto es especialmente crítico cuando la presente invención se ejecuta en una configuración no concéntrica (o “excéntrica”). El término “longitud de transición” tal como se usa en el presente documento se ilustra en la Figura 3A como dimensión (B) y se define como la distancia entre la cara de la parte superior del tubo elevador inferior (220) y el punto de la intersección del cono (225) y el manguito (230), medida a lo largo del eje (D) del tubo elevador superior (215). Adicionalmente, como puede verse en la Figura 3A, la suma de la dimensión de la “longitud de transición” (B), y la dimensión “de solapamiento” (A) es igual a la altura global del manguito (230).

Adicionalmente, otro descubrimiento significativo es el beneficio de incorporar un ángulo de cono bastante pequeño en el diseño de zona de liberación de la presente invención. El término “ángulo de cono” tal como se usa en el presente documento se ilustra en la Figura 3A como ángulo alfa ( $\alpha$ ) y se define como el ángulo agudo entre el cono (225) y la pared de tubo elevador superior (215). Debe indicarse que la latitud en los intervalos de estos dos



aspectos de diseño, es decir, la longitud de transición y el ángulo de cono, para un funcionamiento satisfactorio de la presente invención tienden a ser algo dependientes entre sí como se comentará adicionalmente.

Sin querer restringirse a ninguna teoría específica, se cree que de las deficiencias con las patentes de Krambeck y Kam de la técnica anterior es importante la longitud de transición así como el ángulo de cono. Como puede verse a partir de estas referencias, no hay ninguna mención de una longitud de transición ni de un ángulo de cono. Las Figuras de las patentes de Krambeck y Kam parecen inferir que no había ninguna longitud de transición incorporada en sus diseños y que el ángulo de cono era básicamente de aproximadamente 45° (véase la Figura 1 de la patente estadounidense n.º 4.579.716 concedida a Krambeck *et al.*, así como la Figura 1 de la patente estadounidense n.º 4.588.558 concedida a Kam *et al.*). Lo que han confirmado los inventores en el presente documento es que sin longitud de transición y un cono con un ángulo muy grande tal como se muestra mediante las patentes de Krambeck y Kam, los diseños de la técnica anterior son altamente sensibles a la excentricidad de los tubos elevadores superior e inferior. Como puede verse que se comenta en las patentes de Kam y Krambeck, esto se experimentó también en las pruebas de sus diseños. En particular, cuando la excentricidad está por encima de aproximadamente el 10% (como se comenta en la patente estadounidense n.º 4.588.558 concedida a Kam *et al.*), se produce un patrón de flujo disruptivo en el área de la zona de liberación provocando cantidades significativas de retromezclado tanto de hidrocarburos como de catalizador en el reactor de FCC.

Debe indicarse que el término "retromezclado" tal como se usa en el presente documento significa la cantidad de hidrocarburos (también denominados "vapores") o catalizador (también denominado "sólidos") que escapa de la zona de liberación de tubo elevador, u otra zonas de liberación/ventilaciones en las disposiciones de ciclones, al área de fase diluida del reactor de FCC. Además, el término "excentricidad" o "E" tal como se usa en el presente documento se define mediante la fórmula:

$$\text{Excentricidad "E"} = (S/S_0 - 1) \times 100$$

en la que:

S = la mayor dimensión anular tal como se muestra como dimensión (C) en la Figura 3A en la posición de funcionamiento (incluyendo posiciones no concéntricas).

y

S<sub>0</sub> = el "hueco anular" se muestra como dimensión (C) en la Figura 3A en la posición en frío y concéntrica.

Como puede verse, para tubos elevadores circulares, la excentricidad está al 0% cuando los tubos elevadores superior e inferior son completamente concéntricos y al 100% cuando los tubos elevadores superior e inferior son completamente excéntricos (es decir, están en contacto). Esta definición de excentricidad es la misma a la que se hace referencia en la patente estadounidense n.º 4.588.558 concedida a Kam *et al.*

Continuando con el comentario anterior, se cree que esta disrupción de flujo experimentada cuando la excentricidad es mayor de aproximadamente el 10% está provocada en parte mediante el catalizador en movimiento hacia arriba desde la sección de tubo elevador inferior que choca con el cono de la sección de tubo elevador superior. El catalizador en movimiento pierde entonces cantidad de movimiento y puede caer fácilmente fuera de la zona de liberación de tubo elevador. Adicionalmente, se cree que el patrón de flujo del gas de ventilación y el catalizador arrastrado desde el área de fase diluida del reactor que entra en la zona de liberación se ve gravemente alterado en su curso por el ángulo de pared de cono abrupto, provocando de nuevo velocidades bajas y/o tangenciales en el área de la zona de liberación por tanto "rompiendo el sello" del gas de ventilación y permitiendo de nuevo que el catalizador y los hidrocarburos escapen del área de liberación a la zona de fase diluida del reactor de FCC. Debe indicarse que este diseño y funcionamiento de la técnica anterior no sólo dan como resultado un intenso retromezclado cuando la excentricidad es mayor de aproximadamente el 10%, sino también dan como resultado un intenso choque del catalizador con el equipo de tubo elevador, que dará como resultado un daño significativo por erosión a menos que se mitigue.

Con el fin de verificar y cuantificar los beneficios de la presente invención, se realizaron pruebas de flujo frío como se comenta en el ejemplo en el presente documento para configuraciones de la técnica anterior y de la presente invención similares. Se realizaron modelos de prueba de flujo frío para 1) un proceso de reactor de tubo elevador interno de FCC de corto tiempo de contacto que utiliza las zonas de liberación de la técnica anterior ubicadas entre el tubo elevador de reactor y los ciclones primarios (similar a tal como se muestra en las Figuras 1, 8A y 8B) y 2) un proceso de reactor de tubo elevador interno de FCC de corto tiempo de contacto que utiliza la configuración de tubo elevador superior y tubo elevador inferior segregados y la disposición de tubos elevadores/ciclones sellada de la presente invención (similar a tal como se muestra en las Figuras 2, 3A, 3B, 4, 9A y 9B). Debe indicarse que en estas pruebas de flujo frío, el diseño de la presente invención se comparó con la técnica anterior comercial más próxima tal como se ilustra en la Figura 1 en el presente documento, no los diseños de Krambeck/Kam, ya que los diseños de Krambeck/Kam, por motivos que se comentan en los antecedentes así como los detalles de las secciones de la invención en el presente documento, no se usan o no son viables comercialmente.

Estas pruebas de flujo frío no sólo permitieron a los inventores visualizar y medir las pérdidas en condiciones físicas, sino que también permitieron a los inventores ejecutar el diseño de la presente invención en condiciones “desalineadas” para comprobar que la presente invención rectificaba realmente los problemas de desalineamiento asociados con los diseños de Krambeck y Kam de la técnica anterior. La configuración esquemática general para las pruebas de flujo frío de la técnica anterior se muestra en la Figura 6A, mientras que la unidad de flujo frío real para la configuración de la técnica anterior se muestra en una fotografía en la Figura 6B. La configuración esquemática general para las pruebas de flujo frío de la presente invención se muestra en la Figura 7A, mientras que la unidad de flujo frío real de una realización de la presente invención se muestra en una fotografía en la Figura 7B. Los detalles de las condiciones en las que se realizaron las pruebas de flujo frío se detallan en el ejemplo, y los resultados se resumen aquí.

Las Figuras 8A y 8B muestran los resultados de las pruebas tanto de la técnica anterior como de la presente invención en condiciones “alineadas” así como de la presente invención en condiciones “desalineadas” a diferentes velocidades de tubos elevadores. La Figura 8A muestra la cantidad de fuga de sólidos (catalizador) desde las zonas de liberación en función de velocidades de tubos elevadores, mientras que la Figura 8B muestra la cantidad de fuga de gas (hidrocarburos) desde las zonas de liberación en función de velocidades de tubos elevadores. En primer lugar, en la Figura 8A puede verse que en la “configuración alineada” de la presente invención la fuga de sólidos se redujo aproximadamente 5 órdenes de magnitud, o un escalonamiento >99,999% (obsérvese que los gráficos en los ejemplos están en escalas exponenciales).

Incluso más inesperadamente, la presente invención casi no mostró ninguna diferencia en las pérdidas de catalizador entre los casos alineados y desalineados. Debe indicarse en el presente documento que en todas las pruebas de flujo frío, el caso de prueba “desalineado” se ejecutó en las condiciones más intensamente desalineadas del 100% de excentricidad (es decir, en las que el tubo elevador inferior estaba realmente en contacto con el manguito del tubo elevador superior).

No tan sorprendentemente, pero de manera muy significativa, tal como se muestra en la Figura 8B, las tasas de fuga de gas para el caso alineado de la presente invención estaban en el intervalo de aproximadamente el 1 al 2% de las tasas de fuga de gas de la técnica anterior. Adicionalmente, la presente invención tuvo un rendimiento generalmente igual o mejor para minimizar la fuga de gas en la condición “desalineada”.

Las Figuras 9A y 9B muestran los resultados de las pruebas tanto de la técnica anterior como de la presente invención en condiciones “alineadas” así como de la presente invención en condiciones “desalineadas” a diferentes tasas de flujo de tubo elevador. Las tasas de flujo de tubo elevador son una medida de las tasas de flujo másico de catalizador a través del tubo elevador. La Figura 9A muestra la cantidad de fuga de sólidos (catalizador) desde las zonas de liberación en función de las tasas de flujo de tubo elevador, mientras que la Figura 9B muestra la cantidad de fuga de gas (hidrocarburos) desde las zonas de liberación en función de las tasas de flujo de tubo elevador. A partir de las Figuras 9A y 9B puede verse que se muestran magnitudes similares de rendimiento mejorado en la mitigación tanto de fuga de sólidos como de fuga de gas mediante la realización de la presente invención en comparación con la técnica anterior cuando se mide en función de las tasas de flujo de tubos elevadores. Adicionalmente, el rendimiento de la presente invención en las condiciones tanto “alineadas” como “desalineadas” (es decir, excentricidad del 100% en condiciones desalineadas) era bastante similar y mejoraba ampliamente en ambas condiciones con respecto a la técnica anterior.

Las últimas cifras de los experimentos de flujo frío del ejemplo en el presente documento se muestran en las Figuras 10A y 10B en el presente documento. Las Figuras 10A y 10B muestran los resultados de las pruebas tanto de la técnica anterior como de la presente invención en condiciones “alineadas” así como de la presente invención en condiciones “desalineadas” a diferentes velocidades de ventilación. En la Figura 10A la cantidad de fuga de sólidos (catalizador) desde las zonas de liberación se muestra en función de velocidades de ventilación, mientras que en la Figura 10B se muestra la cantidad de fuga de gas (hidrocarburos) desde las zonas de liberación en función de las tasas de flujo de tubo elevador. Las “velocidades de ventilación” (o “velocidades de gas de ventilación”) son las velocidades del “gas de ventilación” que es el gas en movimiento desde el área que rodea la zona de liberación, tal como se calcula a las velocidades a medida que se mueve a través de la zona de liberación y al interior del conducto de ciclón primario (como en la técnica anterior) o al interior del tubo elevador (como en la presente invención). La velocidad de ventilación se mide como la tasa de flujo volumétrico del gas de ventilación al interior de la instalación de prueba dividida entre el área de secciones transversales del área de hueco anular, tal como se muestra como área (301) en la Figura 3B.

Las Figuras 10A y 10B muestran de nuevo la mejora significativa de la presente invención con respecto a la técnica anterior incluso a distintas velocidades de ventilación y tasas de flujo másico de catalizador (“ $U_g$ ”). Como puede verse en la Figura 10A, a la mayoría de las velocidades de ventilación, las tasas de fuga de sólidos de la presente invención son menores de aproximadamente el 1% de las tasas de fuga de sólidos de la técnica anterior en la mayoría de las condiciones. También se muestran mejoras significativas en las tasas de fuga de gas en la Figura 10B. Lo que también se descubrió inesperadamente es que a velocidades de gas de ventilación a o por encima de aproximadamente 10 pies/s, se mejoraron significativamente las tasas de fuga. Esto resulta incluso más evidente a

partir de los datos a velocidades de gas de ventilación a o por encima de aproximadamente 15 pies/s. Además, como puede verse a partir de las Figuras 10A y 10B, una tasa de flujo de catalizador de tubo elevador más alta, especialmente por encima de aproximadamente 40 pulgadas/pies<sup>2</sup>-s condujo a reducciones mejoradas en las tasas de fuga tanto de sólidos como de gas.

Basándose en estos resultados inesperados, en la presente invención, la "longitud de transición" (tal como se muestra en la Figura 3A) es de 6 a 36 pulgadas (de 15,24 a 91,44 cm), preferiblemente de 6 a 24 pulgadas (de 15,24 a 60,96 cm) la unidad está en la condición caliente (es decir, en funcionamiento). En realizaciones preferidas de la presente invención, el ángulo de la sección de cono, tal como se muestra mediante el ángulo de cono ( $\alpha$ ) en la Figura 3A es de entre 5° y 25°, más preferiblemente de aproximadamente entre 5° y 20°, e incluso más preferiblemente, de entre 5° y 15°, con respecto al eje del tubo elevador. Junto con las dimensiones anteriores, la elección de ángulo es importante ya que afecta a la erosión de la pared de tubo elevador y al comportamiento de flujo de catalizador. También debe indicarse que la longitud de solapamiento y la longitud de región de transición para una realización particular pueden depender de factores de diseño tales como, pero sin limitarse a, diámetro de tubo elevador, tasas de corriente de alimentación, tasas de catalizador, temperaturas de funcionamiento, presiones de funcionamiento e intensidad de reactor. Adicionalmente, puede utilizarse un menor ángulo de cono junto con longitudes de transición más cortas para mejorar el rendimiento. Un experto en la técnica puede diseñar la geometría apropiada de la presente invención para una aplicación particular basándose en herramientas de modelación disponibles en la industria.

Adicionalmente, en algunos casos, puede ser deseable mantener la misma velocidad de vapor superficial global en las secciones de tubos elevadores superior e inferior de la presente invención. En una realización preferida de la presente invención, la sección de tubo elevador superior tiene un mayor diámetro interno (o área de sección transversal si no tiene una sección transversal circular) que la sección de tubo elevador inferior para permitir que el vapor de agua añadido, los hidrocarburos u otro material fluyan a través del hueco anular al interior de la sección de tubo elevador superior. El área de sección transversal del hueco anular de la presente invención debe diseñarse de tal manera que la velocidad de ventilación dentro del hueco anular sea mayor de aproximadamente 10 pies/s e incluso más preferiblemente, mayor de aproximadamente 15 pies/s. El intervalo preferido para la velocidad de ventilación en la presente invención es de aproximadamente 5 a aproximadamente 35 pies/s, más preferiblemente de aproximadamente 10 a aproximadamente 30 pies/s, y lo más preferiblemente de aproximadamente 15 a aproximadamente 25 pies/s. Este cálculo debe basarse en la tasa de flujo esperada de vapor de agua de liberación que entra en el hueco anular.

Durante las condiciones de funcionamiento de la presente invención, el tubo elevador se hace funcionar a una presión similar a la del área de fase diluida del reactor. Como tal, el hueco anular se controla para permitir que los hidrocarburos volátiles y el vapor de agua del área de fase diluida del reactor entren en el tubo elevador y se retiren a través de los ciclones de reactor. Como se comentó anteriormente, se ha descubierto inesperadamente que en condiciones de funcionamiento apropiadas, prácticamente nada de la corriente de alimentación de hidrocarburos y/o del catalizador migrará del tubo elevador de reactor al área de fase diluida del reactor a través del área de hueco anular del tubo elevador en la presente invención.

Otro beneficio significativo de la presente invención con respecto a la configuración de la técnica anterior de los ciclones de acoplamiento cerrado tal como se muestra en la Figura 1 es que las zonas de liberación de la técnica anterior son difíciles de instalar en campo. Los diseños finales de la técnica anterior a menudo tienen que encontrar un compromiso entre los diseños mecánicos y de proceso óptimos, dando como resultado un diseño que no es eficiente de manera óptima o bien para la instalación o bien para el funcionamiento. Un beneficio del tubo elevador segregado de la presente invención es que se eliminan los problemas en torno a la fabricación y la instalación de estas zonas de liberación, así como las deficiencias de funcionamiento asociadas con la técnica anterior.

Los problemas que presenta la técnica anterior en la obtención de un montaje, una instalación de equipo y un mantenimiento apropiados, así como la dificultad en el mantenimiento de huecos anulares apropiados puede ilustrarse haciendo referencia al esquema de la técnica anterior en la Figura 1. Debido a las altas temperaturas a las que está sujeto el equipo asociado, el tubo elevador interno (5) debe poder expandirse térmicamente y moverse independientemente del ciclón primario (20). Dado que los ciclones primarios (20) están unidos a la parte superior del reactor de FCC (1) y el tubo elevador de reactor interno (5) está unido a la parte inferior del reactor de FCC (1), estos componentes tienden a moverse en sentidos opuestos. Esto se ve acentuado por el hecho de que el crecimiento total del tubo elevador de reactor debe tenerse en cuenta en los huelgos térmicos. Debido a estas grandes longitudes y la alta expansión térmica (los reactores de FCC generalmente funcionan de aproximadamente 950 a 1250°F), las holguras excesivas en la zona de liberación (70) deben abordarse mediante el diseño. Esto contribuye a una escasa captura y control de los productos hidrocarbonados sometidos a craqueo y los catalizadores gastados del tubo elevador de reactor y puede conducir a una coquización excesiva en el área de la zona de liberación (70) así como a un compromiso mecánico resultante.

Adicionalmente, este solapamiento en el conducto de entrada de ciclón primario en el área de la zona de liberación (70) y las estrechas tolerancias tridimensionales requeridas en este diseño requieren que muchas de las partes

internas del reactor de FCC se ajusten y se instalen en el campo. Esto aumenta directamente los costes globales así como prolonga los tiempos de parada de reactor para reparaciones y reajustes.

5 En fuerte contraste, la presente invención es un diseño en el que el tubo elevador superior está conectado a la parte superior del reactor de FCC junto con los ciclones primarios y secundarios. En este diseño, dado que estos componentes asociados se mueven al unísono, se requiere significativamente menos montaje en campo para instalar las partes internas del reactor del presente diseño en comparación con los diseños de ciclón de acoplamiento cerrado de la técnica anterior. En la presente invención, toda la disposición de tubo elevador superior, ciclones primarios y ciclones secundarios puede unirse previamente a la cabeza (parte superior) de un reactor de FCC. La cabeza de reactor de FCC antiguo puede retirarse y los componentes de diseño nuevo "hacerse descender al interior" con muy poco trabajo de campo en comparación con la técnica anterior. Este diseño novedoso puede ahorrar tanto tiempo de construcción en campo como tiempo de parada de funcionamiento de las unidades de FCC existentes dando como resultado ahorros considerables.

15 Como se ha comentado, la presente invención permite que el tubo elevador de reactor, los ciclones primarios y los ciclones secundarios se instalen juntos de manera modular. En otras palabras, no se requieren zonas de liberación (y montaje en campo asociado con los ciclones y el tubo elevador asociados) en la presente invención o bien entre el tubo elevador de reactor y los ciclones primarios, o bien entre los ciclones primarios y los ciclones secundarios. Como resultado, la sección de conducto entre la salida de tubo elevador y el ciclón primario puede ahora fijarse. La Figura 4 ilustra una realización preferida de la conexión de salida de tubo elevador/entrada de ciclón primario de la presente invención. La Figura 4 muestra una realización preferida del tubo elevador superior (215) y la salida de tubo elevador superior (415) así como del ciclón primario (235) y la entrada de ciclón primario (425) de la presente invención. En una realización preferida, la altura de la salida de reactor de tubo elevador, "R", es de aproximadamente 1,0 a aproximadamente 2,0 veces la altura de la entrada de ciclón primario, "L". En una realización más preferida, la altura de la salida de reactor de tubo elevador, "R", es de aproximadamente 1,5 a aproximadamente 2,0 veces la altura de la entrada de ciclón primario, "L".

30 Volviendo a la Figura 4, en una realización más preferida de la presente invención, la altura ("U") del tubo elevador superior desde la parte superior de la salida de tubo elevador (415) hasta la parte inferior del cono (225) es de aproximadamente 3 a aproximadamente 6 veces la altura de entrada de ciclón primario ("L"). En la realización más preferida, la altura ("U") es de aproximadamente 3 a aproximadamente 5 veces la altura de entrada de ciclón primario ("L"). En aún otra realización preferida, la longitud del conducto (designada como "W" en la Figura 4) que conecta el tubo elevador de reactor superior (215) al ciclón primario (235) es de aproximadamente 1,5 a aproximadamente 3 veces la altura de entrada de ciclón primario ("L"). Más preferiblemente, la longitud del conducto (designada como "W" en la Figura 4) que conecta el tubo elevador de reactor superior (215) al ciclón primario (235) es de aproximadamente 1,5 a aproximadamente 2,5 veces la altura de entrada de ciclón primario ("L"). Debe indicarse que la longitud "W" es tal como se mide en un plano ortogonal al eje del tubo elevador de reactor sobre una línea a lo largo de la línea central del conducto desde el diámetro externo del tubo elevador de reactor superior (215) hasta el diámetro externo del ciclón primario (235).

40 En otra realización preferida de la presente invención un deflector anticoquización está instalado en el reactor de FCC por debajo de la entrada de ciclón primario. La Figura 5 en el presente documento muestra esta realización de la presente invención en la que el deflector anticoquización está instalado en el reactor de FCC por debajo de la entrada de ciclón primario. En realizaciones preferidas, la parte superior del deflector anticoquización está a una distancia de al menos dos veces la altura de la entrada de ciclón primario (mostrada como dimensión "L" en la Figura 4) desde la parte superior de la entrada de ciclón primario. La Figura 5 ilustra un diseño de reactor de FCC que incorpora muchas de las realizaciones de la presente invención. La Figura 5 ilustra un diseño con tres ciclones primarios (235) y tres ciclones secundarios (515) unidos a un único tubo elevador superior (ocultado a la vista, pero ubicado en el centro del ensamblaje mostrado en la Figura 5). Como puede verse a partir de la Figura 5, el deflector anticoquización (520) está ubicado por debajo de la entrada de ciclón primario (425). En diseños de ciclón de acoplamiento cerrado típicos de la técnica anterior (tal como se ilustra en la técnica anterior de la Figura 1), el deflector anticoquización está ubicado por encima de los ciclones primarios (el deflector anticoquización típico no se ilustra en la Figura 1). Esto hizo que la instalación y el mantenimiento del deflector anticoquización así como la inspección de los componentes relacionados (es decir, tubo elevador, ciclones, soportes, etc.) fuesen muy difíciles. Como puede verse a partir de la Figura 5, el diseño de esta realización de la presente invención permite suficiente espacio de cabeza por encima del deflector anticoquización para que una persona camine erguida en esta sección durante las instalaciones e inspecciones. Adicionalmente, este diseño proporciona un acceso mucho mayor a muchos de los puntos de inspección críticos tales como la parte superior del tubo elevador interno, los ciclones primarios y secundarios y los conductos de conexión, así como los soportes para el ensamblaje de tubo elevador/ciclón.

60 Algunos de los beneficios de hacer descender el deflector anticoquización junto con otros aspectos de la presente invención son los siguientes. En primer lugar, como puede verse en la Figura 5, prácticamente todo el tubo elevador superior de reactor, el ciclón primario, el ciclón secundario, los soportes y el deflector anticoquización pueden ensamblarse previamente como una única unidad para su instalación en un reactor de FCC. Como se comentó anteriormente, este nuevo diseño reduce una cantidad significativa de montaje e instalación en campo así como de

tiempo de parada de equipo. Este nuevo diseño de reactor “modular” puede prefabricarse y unirse a una nueva carcasa de reactor para “dejarse caer en” la instalación ahorrando tiempo y costes. Se indicó anteriormente que la eliminación de zonas de liberación en los conductos de ciclones redujo la cantidad de montaje en campo requerido. De manera similar, moviendo el deflector anticoquización desde por encima del ciclón primario hasta por debajo del ciclón primario en el presente diseño, se elimina mucho del trabajo de campo requerido para su instalación. El deflector de anticoquización inferior proporciona un acceso mucho mayor a la parte superior del deflector anticoquización así como a áreas de componentes críticos asociadas que requieren acceso e inspección a intervalos regulares. Adicionalmente, la colocación del deflector anticoquización inferior reduce el volumen de partes internas de recipiente que están expuestas a hidrocarburos que escapan y que dan como resultado la formación de coque, reduciendo de ese modo el tiempo y el coste asociados con la descoquización durante el cambio de unidades (intervalos de mantenimiento). Esto también mejorará la selectividad del coque, dando como resultado rendimientos de proceso mejorados (favoreciendo la producción de productos más valiosos).

En una realización preferida de la presente invención, el deflector anticoquización de la presente invención incluye agujeros y/o tuberías a través del deflector anticoquización para la distribución efectiva de vapor de agua por debajo del aparato deflector a una zona concéntrica alrededor del tubo elevador interno, que de manera ideal despliega el vapor de agua/condensado adyacente al hueco de liberación de tubo elevador central. El propósito de este diseño es impedir que la formación de coque se acumule en las áreas alrededor del hueco anular. El vapor de agua se introduce mediante una pluralidad de agujeros y/o tuberías de distribución de vapor de agua abiertos (510) tal como se muestran ubicados cerca del centro de la Figura 5 (ocultados parcialmente a la vista). La presión de funcionamiento por encima del aparato es normalmente mayor que por debajo del deflector, lo que puede proporcionar un medio sencillo de distribución del vapor de agua, sin la necesidad de introducir un sistema de conductos y/o de colectores de descarga complejo.

Las realizaciones de equipo anteriores se utilizan en un proceso para someter a craqueo catalítico en lecho fluido una alimentación de hidrocarburos pesados tal como se definió anteriormente. En este proceso, la alimentación de hidrocarburos pesados se conduce a un reactor de FCC de corto tiempo de contacto. La alimentación de hidrocarburos pesados se inyecta a través de una o más boquillas de alimentación en un tubo elevador de reactor. Dentro de este tubo elevador de reactor, la alimentación de hidrocarburos pesados se pone en contacto con un catalizador de craqueo catalítico en condiciones de craqueo, dando como resultado de ese modo partículas de catalizador gastado que contienen carbono depositado sobre las mismas y una corriente de producto de menor punto de ebullición. Las condiciones de craqueo son convencionales e incluirán normalmente: temperaturas de aproximadamente 932°F a aproximadamente 1040°F (de 500°C a 560°C), preferiblemente de aproximadamente 977°F a aproximadamente 1004°F (de 525 a 540°C); presiones parciales de hidrocarburos de aproximadamente 10 a 50 psia (70-345 kPa), preferiblemente de aproximadamente 20 a 40 psia (140-275 kPa); y una razón de catalizador con respecto a alimentación (peso/peso) de aproximadamente 3 a 8, preferiblemente de aproximadamente 5 a 6, siendo el peso del catalizador el peso total del material compuesto de catalizador. Puede introducirse de manera concurrente vapor de agua con la alimentación en la zona de reacción. El vapor de agua puede comprender hasta aproximadamente el 5% en peso de la alimentación. Preferiblemente, el tiempo de residencia de la alimentación de FCC en la zona de reacción es de menos de aproximadamente 5 segundos, más preferiblemente de aproximadamente 3 a 5 segundos, e incluso más preferiblemente de aproximadamente 2 a 3 segundos.

Catalizadores adecuados para su uso en el presente documento son catalizadores de craqueo que comprenden o bien un tamiz molecular de poro grande o bien una mezcla de al menos un catalizador de tamiz molecular de poro grande y al menos un catalizador de tamiz molecular de poro medio. Tamices moleculares de poro grande adecuados para su uso en el presente documento pueden ser cualquier catalizador de tamiz molecular que tenga un diámetro de poro promedio de más de 0,7 nm que se usen normalmente para “someter a craqueo” catalítico alimentaciones de hidrocarburos. Se prefiere que tanto los tamices moleculares de poro grande como los tamices moleculares de poro medio usados en el presente documento se seleccionen de aquellos tamices moleculares que tienen un componente de óxido de estructura tetraédrica cristalina. Preferiblemente, el componente de óxido de estructura tetraédrica cristalina se selecciona del grupo que consiste en zeolitas, tectosilicatos, aluminofosfatos (ALPO) tetraédricos y silicoaluminofosfatos (SAPO) tetraédricos. Más preferiblemente, el componente de óxido de estructura cristalina de catalizador tanto de poro grande como de poro medio es una zeolita. Debe indicarse que cuando el catalizador de craqueo comprende una mezcla de al menos un catalizador de tamiz molecular de poro grande y al menos un tamiz molecular de poro medio, usándose el componente de poro grande normalmente para catalizar la disgregación de los productos primarios de la reacción de craqueo catalítico para dar productos limpios tales como nafta para combustibles y olefinas para materias primas químicas.

Los tamices moleculares de poro grande que se usan normalmente en unidades de proceso de FCC comerciales también son adecuados para su uso en el presente documento. Las unidades de FCC usadas comercialmente emplean generalmente catalizadores de craqueo convencionales, que incluyen zeolitas de poro grande tales como USY o REY. Tamices moleculares de poro grande adicionales que pueden emplearse según la presente invención incluyen zeolitas de poro grande tanto naturales como sintéticas. Ejemplos no limitativos de zeolitas de poro grande naturales incluyen gmelinita, chabazita, daquiardita, clinoptilolita, faujasita, heulandita, analcita, levinita, erionita, sodalita, cancrinita, nefelina, lazurita, esolecita, natrolita, offretita, mesolita, mordenita, brewsterita y ferrierita. Ejemplos no limitativos de zeolitas de poro grande sintéticas son zeolitas X, Y, A, L, ZK-4, ZK-5, B, E, F, H, J, M, Q,

T, W, Z, alfa y beta, omega, REY y USY. Se prefiere que los tamices moleculares de poro grande usados en el presente documento se seleccionen de zeolitas de poro grande. Las zeolitas de poro grande más preferidas para su uso en el presente documento son las faujasitas, particularmente zeolita Y, USY y REY.

5 Los tamices moleculares de tamaño de poro medio que son adecuados para su uso en el presente documento incluyen tanto silicoaluminofosfatos (SAPO) como zeolitas de poro medio. Las zeolitas de poro medio adecuadas para su uso en la práctica de la presente invención se describen en "Atlas of Zeolite Structure Types", eds. W. H. Meier y D. H. Olson, Butterworth-Heineman, tercera edición, 1992, que se incorpora por la presente mediante referencia. Las zeolitas de tamaño de poro medio tienen generalmente un diámetro de poro promedio de menos de  
10 aproximadamente 0,7 nm, normalmente de aproximadamente 0,5 a aproximadamente 0,7 nm e incluyen, por ejemplo, zeolitas con tipo de estructura MFI, MFS, MEL, MTW, EUO, MTT, HEU, FER y TON (Comisión IUPAC de nomenclatura de zeolitas). Ejemplos no limitativos de tales zeolitas de tamaño de poro medio incluyen ZSM-5, ZSM-12, ZSM-22, ZSM-23, ZSM-34, ZSM-35, ZSM-38, ZSM-48, ZSM-50, silicalita y silicalita 2. La zeolita de poro medio más preferida usada en la presente invención es ZSM-5, que se describe en las patentes estadounidenses n.ºs  
15 3.702.886 y 3.770.614. ZSM-11 se describe en la patente estadounidense n.º 3.709.979; ZSM-12 en la patente estadounidense n.º 3.832.449; ZSM-21 y ZSM-38 en la patente estadounidense n.º 3.948.758; ZSM-23 en la patente estadounidense n.º 4.076.842; y ZSM-35 en la patente estadounidense n.º 4.016.245. Tal como se mencionó anteriormente en el presente documento también pueden usarse SAPO, tales como SAPO-11, SAPO-34, SAPO-41 y SAPO-42, que se describen en la patente estadounidense n.º 4.440.871. Ejemplos no limitativos de otros tamices  
20 moleculares de poro medio que pueden usarse en el presente documento son cromosilicatos; silicatos de galio; silicatos de hierro; fosfatos de aluminio (ALPO), tal como ALPO-11 descrito en la patente estadounidense n.º 4.310.440; aluminosilicatos de titanio (TASO), tal como TASO-45 descrito en el documento EP-A n.º 229.295; silicatos de boro, descritos en la patente estadounidense n.º 4.254.297; aluminofosfatos de titanio (TAPO), tal como TAPO-11 descrito en la patente estadounidense n.º 4.500.651; y aluminosilicatos de hierro. Todas las patentes anteriores se incorporan al presente documento mediante referencia.

Las zeolitas de tamaño de poro medio usadas en el presente documento también pueden incluir "mezclas cristalinas" que se cree que son el resultado de fallos que se producen dentro del cristal o el área cristalina durante la síntesis de las zeolitas. Ejemplos de mezclas cristalinas de ZSM-5 y ZSM-11 se dan a conocer en la patente estadounidense n.º 4.229.424. Mezclas cristalinas son en sí mismas zeolitas de tamaño de poro medio y no deben confundirse con mezclas físicas de zeolitas, en las que cristales distintos de unidades cristalinas de diferentes zeolitas están presentes físicamente en el mismo material compuesto de catalizador o las mismas mezclas de reacción hidrotérmica.

35 Los catalizadores de poro grande y de poro medio de la presente invención estarán presentes normalmente en un componente de matriz de óxido inorgánico que une los componentes de catalizador entre sí de modo que el producto de catalizador es suficientemente duro para resistir a las colisiones entre partículas y con la pared de reactor. La matriz de óxido inorgánico puede estar hecha de un sol o gel de óxido inorgánico que se seca hasta "pegar" los componentes de catalizador entre sí. Preferiblemente, la matriz de óxido inorgánico estará compuesta  
40 por óxidos de silicio y aluminio. También se prefiere que se incorporen fases de alúmina separadas en la matriz de óxido inorgánico. Pueden emplearse especies de oxihidróxidos de aluminio- $\gamma$ -alúmina, boehmita, diásporo, y alúminas transicionales tales como  $\alpha$ -alúmina,  $\beta$ -alúmina,  $\gamma$ -alúmina,  $\delta$ -alúmina,  $\epsilon$ -alúmina,  $\kappa$ -alúmina y  $\rho$ -alúmina. Preferiblemente, la especie de alúmina es un trihidróxido de aluminio tal como gibbsita, bayerita, nordstrandita o doyelita. El material de matriz también puede contener fósforo o fosfato de aluminio. Está dentro del alcance de esta invención que los catalizadores de poro grande y los catalizadores de poro medio estén presentes en las mismas o  
45 diferentes partículas de catalizador, en la matriz de óxido inorgánico mencionada anteriormente.

Como se mencionó anteriormente, el contacto de la alimentación de hidrocarburos pesados con el catalizador de craqueo da como resultado partículas de catalizador gastado que contienen carbono depositado sobre las mismas y una corriente de producto de menor punto de ebullición. La mayoría de, y preferiblemente sustancialmente todas, las partículas de catalizador gastado se conducen a una zona de separación en el reactor de FCC. La zona de separación contendrá normalmente un lecho denso (o "fase densa") de partículas de catalizador en el que tiene lugar la separación de los componentes volátiles mediante el uso de un agente de separación tal como vapor de agua. También habrá espacio por encima de la zona de separación en el que la densidad de catalizador es sustancialmente menor, espacio que puede denominarse "fase diluida".

La mayoría de, y de manera preferible sustancialmente todas, las partículas de catalizador separadas se conducen posteriormente a una zona de regeneración, en la que las partículas de catalizador gastado se regeneran quemando el coque de las partículas de catalizador gastado en presencia de un gas que contiene oxígeno, preferiblemente aire, produciendo así partículas de catalizador regeneradas. Esta etapa de regeneración restaura la actividad del catalizador y simultáneamente calienta el catalizador hasta una temperatura de aproximadamente 1202°F (650°C) a aproximadamente 1382°F (750°C). La mayoría de, y de manera preferible sustancialmente todas, las partículas de catalizador regeneradas calientes se recirculan entonces a la zona de reacción de FCC, en la que entran en contacto con la alimentación de FCC inyectada.

65

Como se indicó anteriormente, el contacto de la alimentación de hidrocarburos pesados con el catalizador de craqueo también da como resultado una corriente de producto superior de reactor de FCC. En realizaciones preferidas de la presente invención, al menos una porción de la corriente de producto superior de reactor de FCC se separa adicionalmente en al menos una corriente de nafta y una corriente de destilado para su uso en la producción de productos de combustibles líquidos.

El siguiente ejemplo se presenta sólo con fines ilustrativos y no debe considerarse que limite la presente invención de modo alguno.

## Ejemplo

En este ejemplo, se realizaron pruebas de flujo frío extensas de la presente invención y la técnica anterior. Estas pruebas consistieron en ejecutar modelos de plexiglás transparentes de configuraciones tanto de la técnica anterior, en la que la zona de liberación está en el conducto entre el tubo elevador y los conductos primarios, como de una realización preferida de la presente invención a tamaños y condiciones de funcionamiento a escala usando aire en lugar de hidrocarburos y vapor de agua. El gas que escapaba a través de las ventilaciones se midió con sondas e indicadores de helio. El catalizador que escapaba a través de la ventilación se recogió y se pesó. En la Figura 6A se muestra un diagrama de la configuración de la instalación de prueba de flujo frío del diseño de la técnica anterior, mientras que en la Figura 6B se muestra una imagen de esta instalación de prueba de flujo frío que se utilizó. En la Figura 7A se muestra un diagrama de la configuración de la instalación de prueba de flujo frío de una realización preferida de la presente invención, mientras que en la Figura 7B se muestra una imagen de esta instalación de prueba de flujo frío que se utilizó.

Debe indicarse que en estas pruebas de flujo frío, el diseño de la presente invención se comparó con la técnica anterior comercial más próxima tal como se ilustra en la Figura 1 en el presente documento, no los diseños de Krambeck/Kam, ya que los diseños de Krambeck/Kam, por los motivos comentados en los antecedentes así como los detalles de las secciones de la invención en el presente documento, no se usan comercialmente o no son viables. Sin embargo, también debe indicarse que en las pruebas de flujo frío descritas en este ejemplo, el nuevo diseño de la presente invención se sometió a prueba en posiciones gravemente desalineadas y se descubrió que la presente invención supera las deficiencias de los diseños de Krambeck/Kam de la técnica anterior cuando los tubos elevadores superior e inferior están en las posiciones desalineadas. Estos experimentos indicaron una disminución significativa en la pérdida de hidrocarburos (tal como se indica mediante las mediciones de indicadores de helio) y una disminución significativa en las pérdidas de catalizador para la presente invención, en comparación con el diseño de la técnica anterior, en el que la zona de liberación está en el conducto entre el tubo elevador y los conductos primarios. Los datos comparativos de las pruebas en este ejemplo tal como se muestra en las Figuras 8A, 8B, 9A, 9B, 10A y 10B ilustran las mejoras significativas y sorprendentes en los resultados de proceso de la presente invención en relación con la técnica anterior.

Las pruebas de flujo frío se realizaron para configuraciones de la técnica anterior y la presente invención. Esto no sólo permitió a los inventores visualizar y medir las pérdidas en condiciones reales, sino que también permitió a los inventores ejecutar el diseño de la presente invención en condiciones “desalineadas” para comprobar que el presente problema verdaderamente rectificaba los problemas de desalineamiento asociados con los diseños de Krambeck y Kam de la técnica anterior. En la Figura 6A se muestra la configuración esquemática general para las pruebas de flujo frío de la técnica anterior, mientras que en la Figura 6B se muestra en una fotografía la unidad de flujo frío real para la configuración de la técnica anterior. En la Figura 6A se muestra la configuración esquemática general para las pruebas de flujo frío de la presente invención, mientras que en la Figura 6B se muestra en una fotografía la unidad de flujo frío real de una realización de la presente invención.

El aparato de prueba de flujo frío para una versión a escala de la configuración de la técnica anterior se muestra esquemáticamente en la Figura 6A. El aparato consistía en un tubo elevador (610) que estaba conectado a una admisión de ciclo primario (615) mediante una zona de liberación (620) de la técnica anterior. La zona de liberación se encapsuló completamente en un alojamiento de plexiglás estanco al aire (625). Se fluidizó catalizador con aire (630) y entró en el tubo elevador (610). Se inyectó un indicador de helio (635) en el tubo elevador y se monitorizó (640) la cantidad de indicador de helio dentro del alojamiento de plexiglás para cuantificar la fuga de la zona de liberación (620). Durante la prueba se bombeó aire (645) al interior del área de plexiglás a tasas de flujo medidas, que actuó como “gas de ventilación” en las pruebas de flujo frío. El catalizador perdido de la zona de liberación se recogió del recinto de plexiglás a través del orificio (650) y se cuantificó.

En una disposición similar, el aparato de prueba de flujo frío de una versión a escala de una realización preferida de la presente invención se muestra esquemáticamente en la Figura 7A. El aparato consistía en un tubo elevador inferior (710) que estaba conectado al tubo elevador superior (715) mediante una configuración de zona de liberación (720) de la presente invención. La zona de liberación estaba completamente encapsulada en un alojamiento de plexiglás estanco al aire (725). El catalizador se fluidizó con aire (730) y entró en el tubo elevador (710). Se inyectó un indicador de helio (735) en el tubo elevador inferior y se monitorizó (740) la cantidad de indicador de helio dentro del alojamiento de plexiglás para cuantificar la fuga de la zona de liberación (720). Durante la prueba se bombeó aire (745) al interior del área de plexiglás a tasas de flujo medidas, que actúa como “gas de

ventilación” en las pruebas de flujo frío. El catalizador perdido de la zona de liberación se recogió del recinto de plexiglás a través del orificio (750) y se cuantificó.

Para configuraciones experimentales de flujo frío de simulaciones tanto de la técnica anterior como de la presente invención, el tubo elevador tenía un diámetro de 8 pulgadas. Para ambas simulaciones, el tubo elevador terminaba en un codo de 90 grados en la parte superior, siendo la ubicación de la ventilación la diferencia clave entre las dos configuraciones descritas anteriormente. En los experimentos de flujo frío, se variaron varios parámetros clave para reflejar las condiciones de funcionamiento comerciales típicas. Los flujos de catalizador se variaron de 50-105 pulgadas/pies<sup>2</sup>-s. Las velocidades de tubos elevadores se variaron desde 40-68 pies/s. Las velocidades de ventilación se variaron desde 0-20 pies/s. Para la simulación de flujo frío de la presente invención, el ángulo de cono se fijó a 18 grados, la longitud de transición era de 12 pulgadas, el solapamiento era de 12 pulgadas, el diámetro del tubo elevador superior era el mismo que el diámetro del tubo elevador inferior con 8 pulgadas, y el hueco en la ventilación del tubo elevador era de 2 pulgadas. Cuando la presente invención se simuló en un estado desalineado, la excentricidad era del 100%, de modo que el diámetro externo del tubo elevador inferior estaba en contacto con el diámetro interno del manguito.

Las Figuras 8A y 8B muestran los resultados de las pruebas tanto de la técnica anterior como de la presente invención en condiciones “alineadas” así como de la presente invención en condiciones “desalineadas” a diferentes velocidades de tubos elevadores. La Figura 8A muestra la cantidad de fuga de sólidos (catalizador) desde las zonas de liberación en función de velocidades de tubos elevadores, mientras que la Figura 8B muestra la cantidad de fuga de gas (hidrocarburos) desde las zonas de liberación en función de velocidades de tubos elevadores. En primer lugar, en la Figura 8A puede verse que en la “configuración alineada” de la presente invención la fuga de sólidos se redujo en aproximadamente 5 órdenes de magnitud, o un escalonamiento >99,999% (gráficos a escalas exponenciales). Incluso más inesperadamente, la presente invención casi no mostró ninguna diferencia en las pérdidas de catalizador entre los casos alineados y desalineados. No tan sorprendentemente, pero de manera muy significativa, tal como se muestra en la Figura 8B, las tasas de fuga de gas para el caso alineado de la presente invención estaban aproximadamente en el intervalo de aproximadamente el 1 al 2% de las tasas de fuga de gas de la técnica anterior. Adicionalmente, la presente invención tuvo un rendimiento igual o mejor para minimizar la fuga de gas en la condición “desalineada”.

Las Figuras 9A y 9B muestran los resultados de las pruebas tanto de la técnica anterior como de la presente invención en condiciones “alineadas” así como de la presente invención en condiciones “desalineadas” a diferentes tasas de flujo de tubo elevador. Las tasas de flujo de tubo elevador son una medida de las tasas de flujo másico de catalizador a través del tubo elevador. La Figura 9A muestra la cantidad de fuga de sólidos (catalizador) desde las zonas de liberación en función de las tasas de flujo de tubo elevador, mientras que la Figura 9B muestra la cantidad de fuga de gas (hidrocarburos) desde las zonas de liberación en función de las tasas de flujo de tubo elevador. A partir de las Figuras 9A y 9B puede verse que se muestran magnitudes similares de rendimiento mejorado en la mitigación tanto de fuga de sólidos como de fuga de gas mediante la realización de la presente invención en comparación con la técnica anterior cuando se mide en función de las tasas de flujo de tubos elevadores. Adicionalmente, el rendimiento de la presente invención en condiciones tanto “alineadas” como “desalineadas” era bastante similar y mejoraba ampliamente en ambas condiciones con respecto a la técnica anterior.

Las últimas cifras de los experimentos de flujo frío del ejemplo 2 se muestran en las Figuras 10A y 10B en el presente documento. Las Figuras 10A y 10B muestran los resultados de las pruebas tanto de la técnica anterior como de la presente invención en condiciones “alineadas” así como de la presente invención en condiciones “desalineadas” a diferentes velocidades de ventilación. En la Figura 10A se muestra la cantidad de fuga de sólidos (catalizador) desde las zonas de liberación en función de velocidades de ventilación, mientras que en la Figura 10B se muestra la cantidad de fuga de gas (hidrocarburos) desde las zonas de liberación en función de las tasas de flujo de tubo elevador. Las “velocidades de ventilación” (o “velocidades de gas de ventilación”) son las velocidades del “gas de ventilación” que es el gas en movimiento desde el área que rodea la zona de liberación, tal como se calcula a las velocidades a medida que se mueve a través de la zona de liberación y al interior del conducto de ciclón primario (como en la técnica anterior) o al interior del tubo elevador (como en la presente invención). La velocidad de ventilación se mide como la tasa de flujo volumétrico del gas de ventilación al interior de la instalación de prueba dividida entre el área de secciones transversales del área de hueco anular, tal como se muestra como área (301) en la Figura 3A.

De nuevo, las Figuras 10A y 10B muestran la mejora significativa de la presente invención con respecto a la técnica anterior incluso a distintas velocidades de ventilación y tasas de flujo másico de catalizador (“ $U_g$ ”). De nuevo, como puede verse en la Figura 10A, a la mayoría de las velocidades de ventilación, las tasas de fuga de sólidos de la presente invención son menores de aproximadamente el 1% de las tasas de fuga de sólidos de la técnica anterior en la mayoría de las condiciones. También se muestran mejoras significativas en las tasas de fuga de gas en la Figura 10B. Lo que también se descubrió inesperadamente es que a velocidades de gas de ventilación a o por encima de aproximadamente 10 pies/s, se mejoraron significativamente las tasas de fuga. Esto resulta incluso más evidente a partir de los datos a velocidades de gas de ventilación a o por encima de aproximadamente 15 pies/s. Además, como puede verse a partir de las Figuras 10A y 10B, una tasa de flujo de tubo elevador más alta, especialmente por



encima de aproximadamente 40 pulgadas/pies<sup>2</sup>-s condujo a reducciones mejoradas en las tasas de fuga tanto de sólidos como de gas.

- 5 Los resultados de estos experimentos indicaron que la presente invención redujo las pérdidas de catalizador en una cantidad significativa en comparación con la técnica anterior. Los experimentos también indicaron que las pérdidas de hidrocarburos son significativamente menores en la presente invención que en la configuración de la técnica anterior. Un trabajo de modelización cinética adicional indica que estas pérdidas de hidrocarburos menores resultantes mejoran la selectividad de gas ligero, que es un aspecto económico importante de esta invención.
- 10 El trabajo de modelización cinética indica que esta pérdida de hidrocarburos menor resultante mejora la selectividad de gas ligero (debido a menos craqueo térmico en la fase diluida del reactor), que es un aspecto económico importante de esta invención. Basándose en estos modelos cinéticos, una reducción del 10% en la fuga de hidrocarburos a la fase diluida conduce a una reducción del 1-3% en volumen en el rendimiento de C<sub>2</sub>. En condiciones de funcionamiento típicas, esto permitiría a una unidad de FCC aumentar el rendimiento de gasolina en
- 15 aproximadamente el 1% con una disminución resultante en la producción de colas de aproximadamente el 1% a una tasa de alimentación constante. Para escenarios económicos típicos en la industria del petróleo, este cambio conducirá a beneficios económicos significativos.

## REIVINDICACIONES

1.- Un recipiente de reactor de craqueo catalítico en lecho fluido, que comprende:

5 a) un tubo elevador de reactor interno inferior, en el que una porción del tubo elevador de reactor interno inferior está ubicada dentro del recipiente de reactor de craqueo catalítico en lecho fluido, y en el que el extremo inferior del tubo elevador de reactor interno inferior está unido a la carcasa del recipiente de reactor de craqueo catalítico en lecho fluido; y

10 b) un tubo elevador de reactor interno superior ubicado dentro del recipiente de reactor de craqueo catalítico en lecho fluido, en el que el extremo inferior del tubo elevador de reactor interno superior termina en una sección cónica que está conectada a un manguito cilíndrico; en el que la sección superior del tubo elevador de reactor interno superior no está en conexión de fluido con la sección de fase diluida del recipiente de reactor, y al menos dos orificios de salida de tubo elevador están conectados mecánicamente a la sección superior del tubo elevador de reactor interno superior;

15 en el que el extremo superior del tubo elevador de reactor interno inferior está en conexión de fluido con el tubo elevador de reactor interno superior y la sección de fase diluida del recipiente de reactor; el tubo elevador de reactor interno inferior no está conectado mecánicamente al tubo elevador de reactor interno superior; el diámetro más grande de la sección cónica del tubo elevador de reactor interno superior es mayor que el diámetro del extremo superior del tubo elevador de reactor interno inferior; el manguito cilíndrico del tubo elevador de reactor interno superior tiene un diámetro mayor que el diámetro del extremo superior del tubo elevador de reactor interno inferior; al menos una porción del manguito cilíndrico del tubo elevador de reactor interno superior se solapa con al menos una porción del extremo superior del tubo elevador de reactor interno inferior; y no hay ningún medio mecánico ubicado en la región de la porción solapante del manguito cilíndrico del tubo elevador de reactor interno superior y el extremo superior del tubo elevador de reactor interno inferior para restringir la excentricidad entre el manguito cilíndrico y el extremo superior del tubo elevador de reactor interno inferior;

20 en el que la longitud de la porción solapante del manguito cilíndrico del tubo elevador de reactor interno superior y el extremo superior del tubo elevador de reactor interno inferior es de 6 a 36 pulgadas (de 15,24 a 91,44 cm) cuando el recipiente de reactor de craqueo catalítico en lecho fluido está en la condición de funcionamiento (en caliente); y

25 en el que el ángulo agudo entre la sección cónica del tubo elevador de reactor interno superior y el eje del tubo elevador de reactor interno superior es de 5° a 25°; y

30 en el que una longitud de transición medida desde la parte superior del tubo elevador de reactor interno inferior hasta la parte inferior de la sección cónica es de 6 a 36 pulgadas (de 15,24 a 91,44 cm) cuando el recipiente de reactor de craqueo catalítico en lecho fluido está en la condición de funcionamiento (en caliente); y

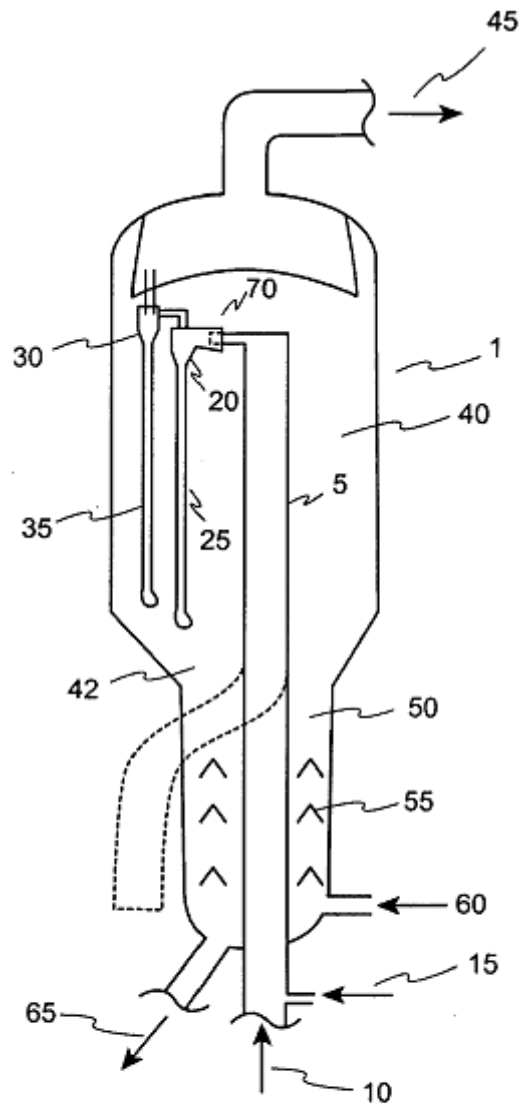
35 en el que hay un hueco anular entre el tubo elevador de reactor interno inferior y el manguito cilíndrico del tubo elevador de reactor interno superior de 1 a 4 pulgadas (de 2,54 a 10,16 cm).

40 2.- El recipiente de reactor de craqueo catalítico en lecho fluido según la reivindicación 1, en el que los orificios de salida de tubo elevador están cada uno conectados físicamente mediante un primer conducto a un orificio de entrada de ciclón mecánico primario, ciclón mecánico primario que está diseñado para separar de manera centrífuga partículas de catalizador de vapores de hidrocarburos, y en el que no hay aberturas en los primeros conductos excepto por el orificio de salida de tubo elevador en el primer extremo de los primeros conductos y el orificio de entrada de ciclón mecánico primario en el segundo extremo de los primeros conductos.

45 3.- El recipiente de reactor de craqueo catalítico en lecho fluido según la reivindicación 2, en el que al menos un ciclón mecánico primario tiene un orificio de salida de vapor, que está conectado físicamente mediante un segundo conducto a un orificio de entrada de ciclón mecánico secundario, ciclón mecánico secundario que está diseñado para separar de manera centrífuga partículas de catalizador de vapores de hidrocarburos, y en el que no hay aberturas en el segundo conducto excepto por el orificio de salida de ciclón mecánico primario en el primer extremo del segundo conducto y el orificio de entrada de ciclón mecánico secundario en el segundo extremo del segundo conducto.

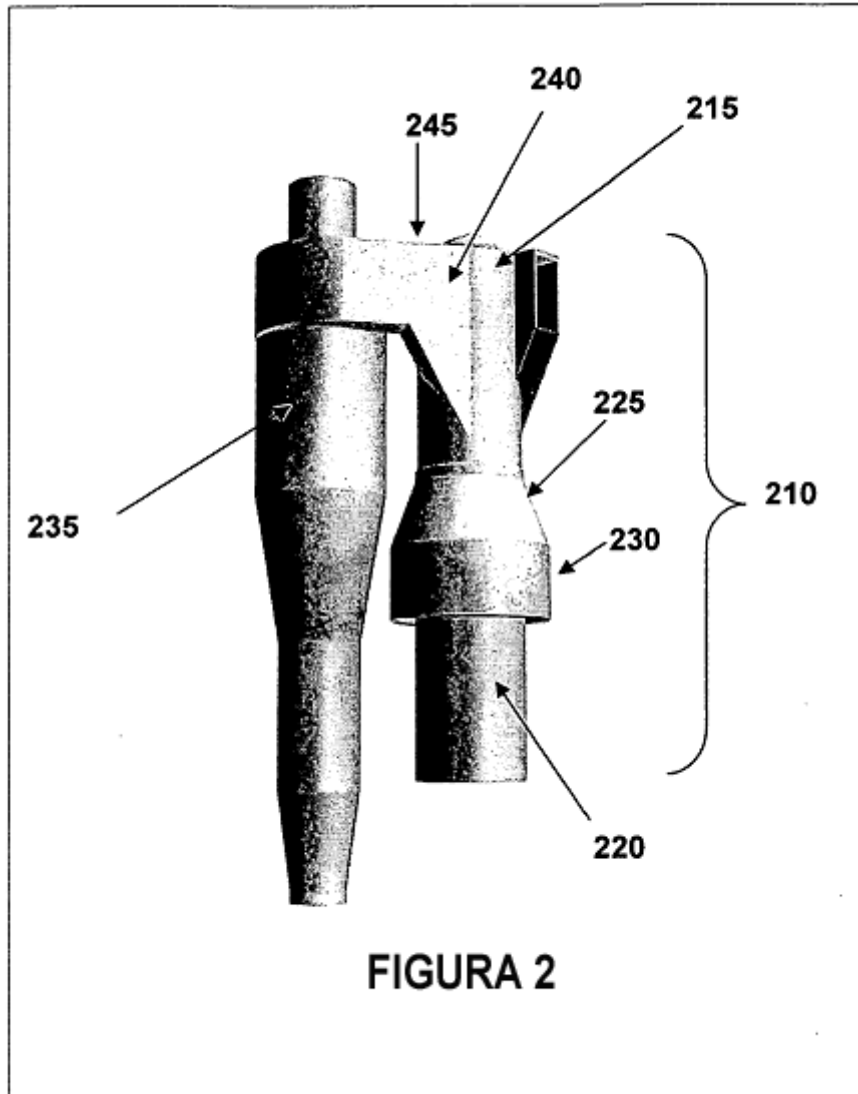
50 4.- El recipiente de reactor de craqueo catalítico en lecho fluido según la reivindicación 3, que comprende además una placa deflectora anticoquización desplazada sustancialmente de manera horizontal, que segrega sustancialmente una sección superior del recipiente de reactor de craqueo catalítico en lecho fluido de una sección inferior del recipiente de reactor de craqueo catalítico en lecho fluido, en el que el deflector anticoquización está ubicado en el recipiente de reactor de craqueo catalítico en lecho fluido en una elevación por debajo del orificio de entrada de ciclón mecánico primario; el deflector anticoquización está conectado mecánicamente a la sección de tubo elevador de reactor interno superior, a al menos un ciclón primario, a al menos un ciclón secundario o a una combinación de los mismos; y en el que la placa deflectora anticoquización puede moverse libremente en relación con la pared interna del recipiente de reactor.

- 5.- El recipiente de reactor de craqueo catalítico en lecho fluido según la reivindicación 4, en el que la placa deflectora antioquización está compuesta por una pluralidad de agujeros de transferencia de vapor y/o tuberías abiertas, que penetran a través de la placa deflectora antioquización, en el que los agujeros de transferencia de vapor y/o tuberías abiertas están ubicados sustancialmente adyacentes al tubo elevador de reactor interno superior.
- 5
- 6.- El recipiente de reactor de craqueo catalítico en lecho fluido reivindicación 3, en el que la excentricidad entre el manguito cilíndrico del tubo elevador de reactor interno superior y el extremo superior del tubo elevador de reactor interno inferior es mayor del 10% en la posición en caliente.
- 10
- 7.- El recipiente de reactor de craqueo catalítico en lecho fluido según la reivindicación 6, en el que la excentricidad entre el manguito cilíndrico del tubo elevador de reactor interno superior y el extremo superior del tubo elevador de reactor interno inferior es mayor del 20% en la posición en caliente.
- 15
- 8.- El recipiente de reactor de craqueo catalítico en lecho fluido según la reivindicación 3, en el que al menos una porción del diámetro interno del tubo elevador de reactor interno superior por encima de la sección cónica es mayor que al menos una porción del diámetro interno del tubo elevador de reactor interno inferior.



# TÉCNICA ANTERIOR

FIGURA 1



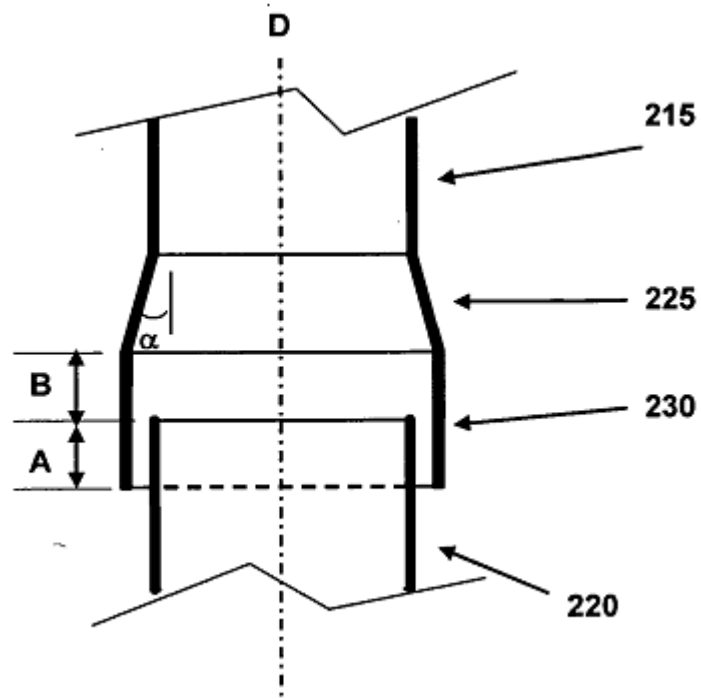


FIGURA 3A

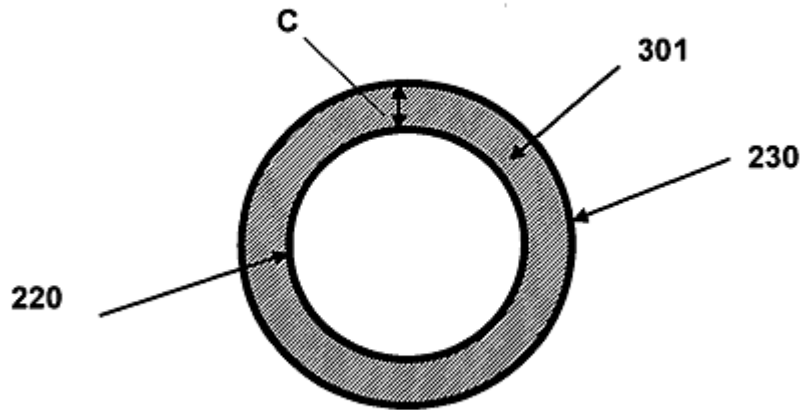


FIGURA 3B

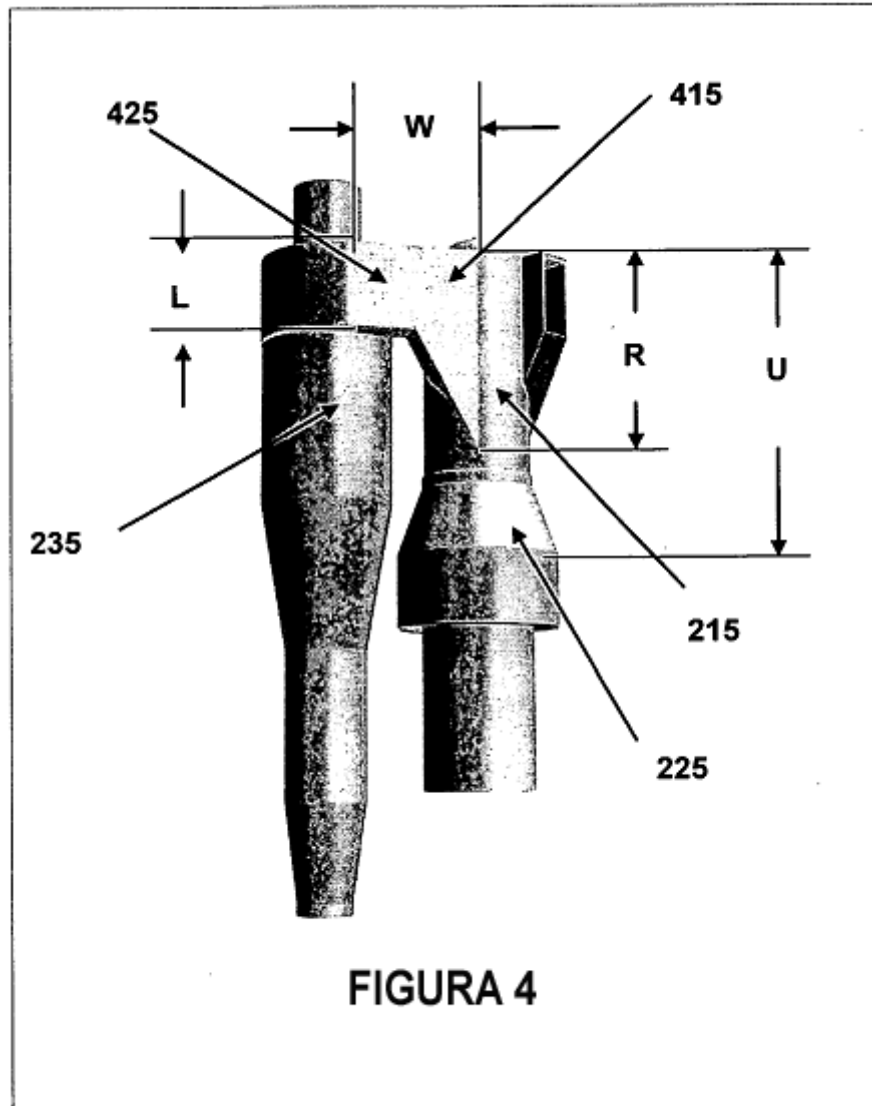


FIGURA 4

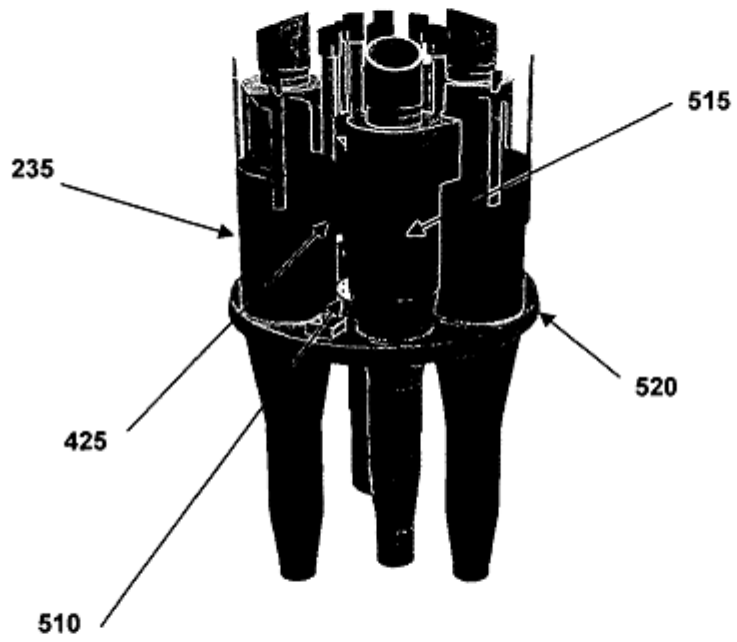


FIGURA 5



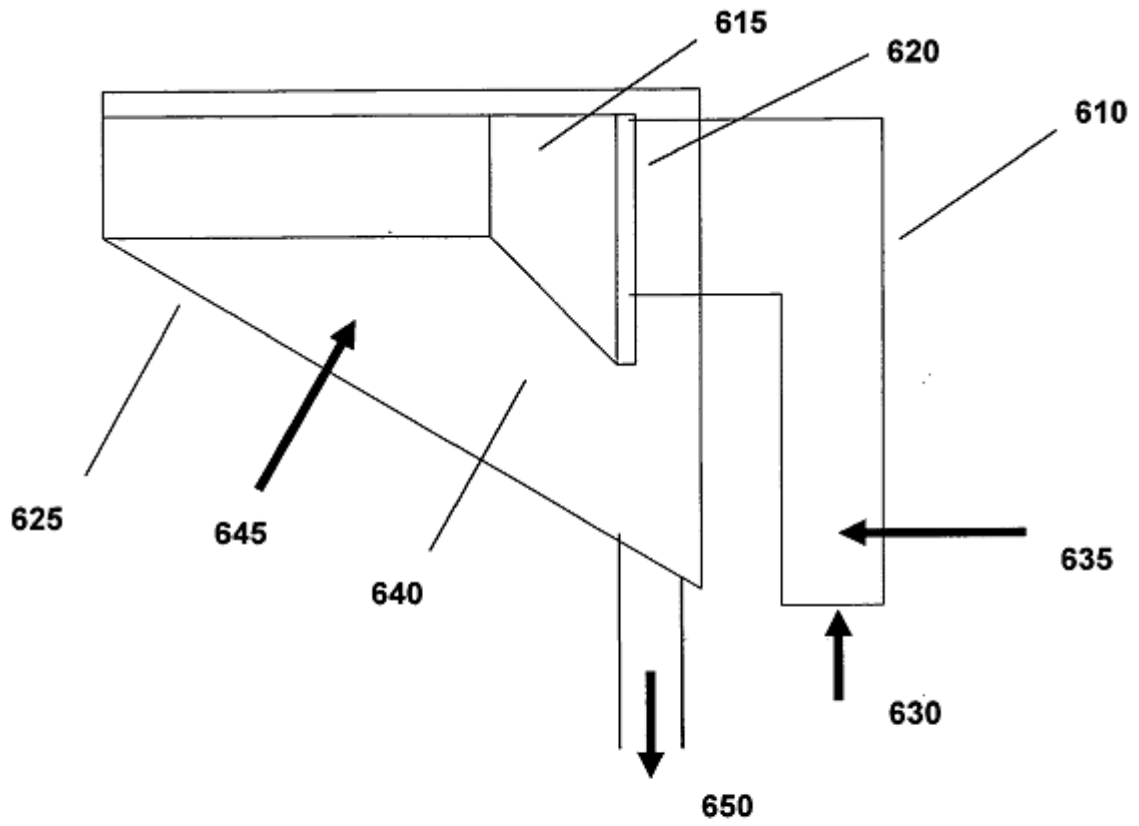
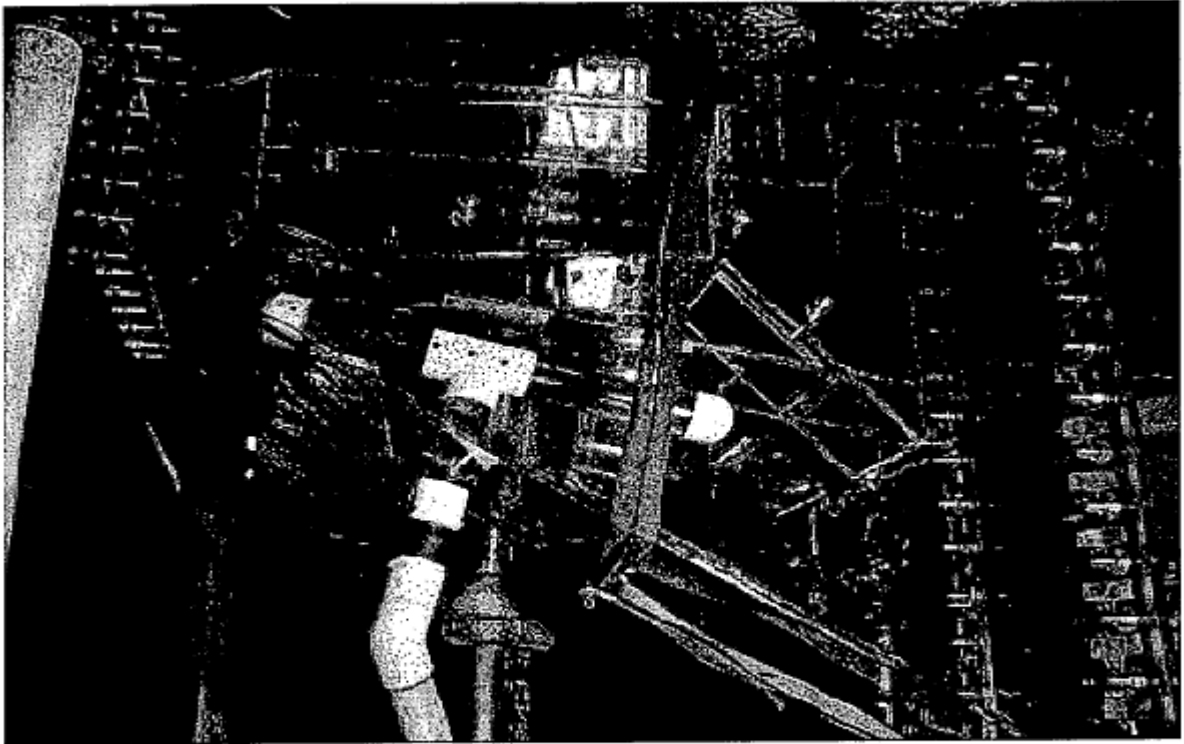


FIGURA 6A



**FIGURA 6B**

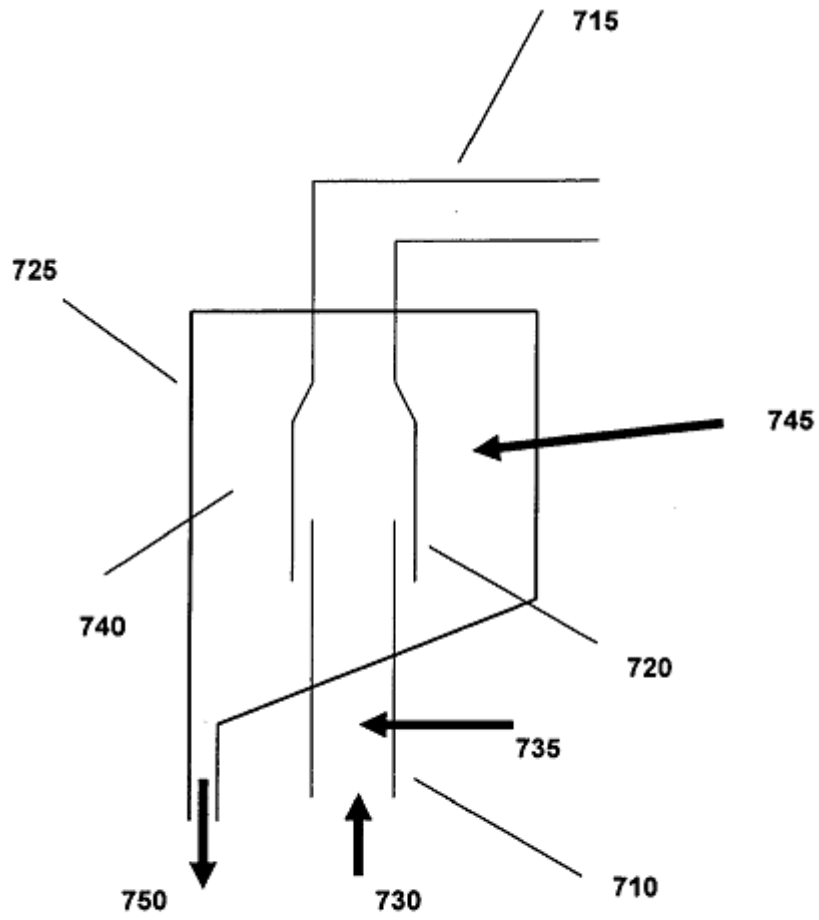
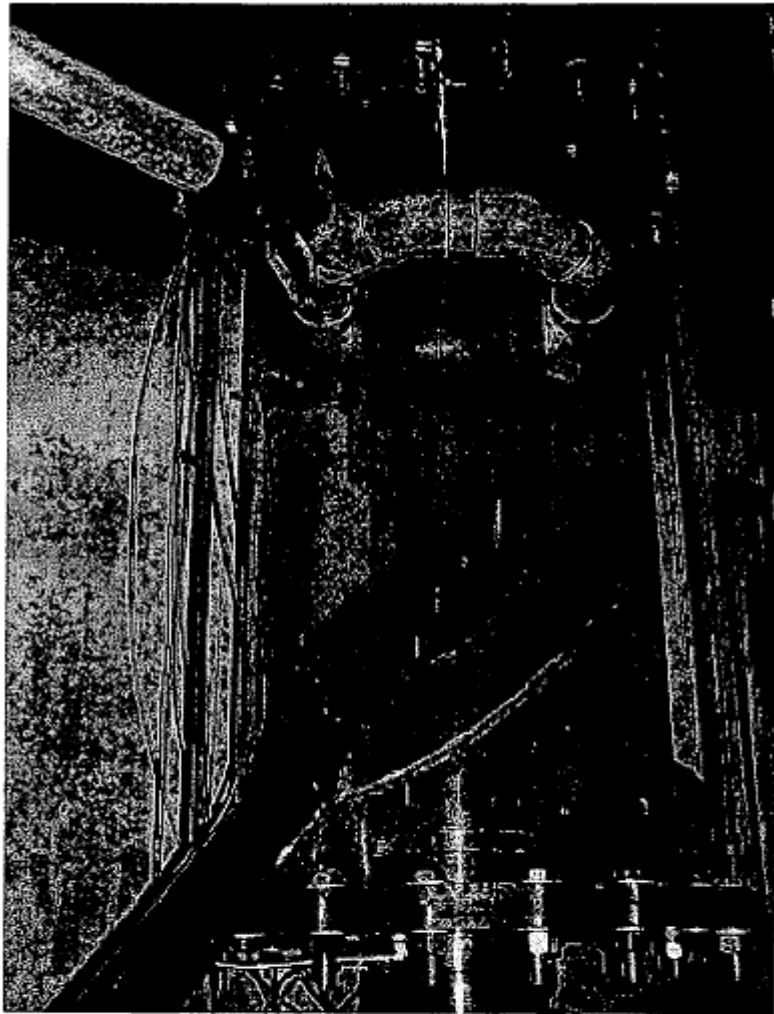


FIGURA 7A



**FIGURA 7B**

Efecto de la velocidad de tubo elevador sobre la fuga de sólidos

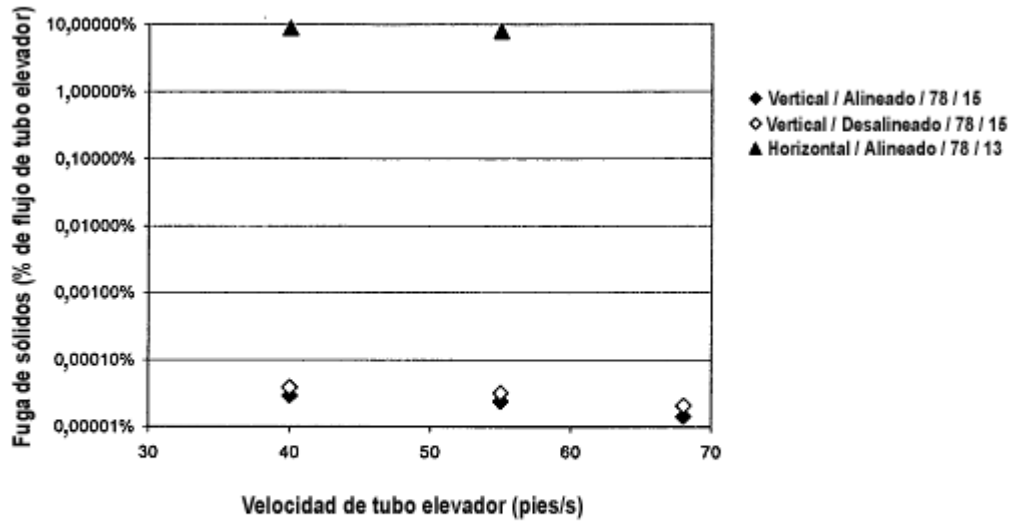


FIGURA 8A

Efecto de la velocidad de tubo elevador sobre la fuga de gas

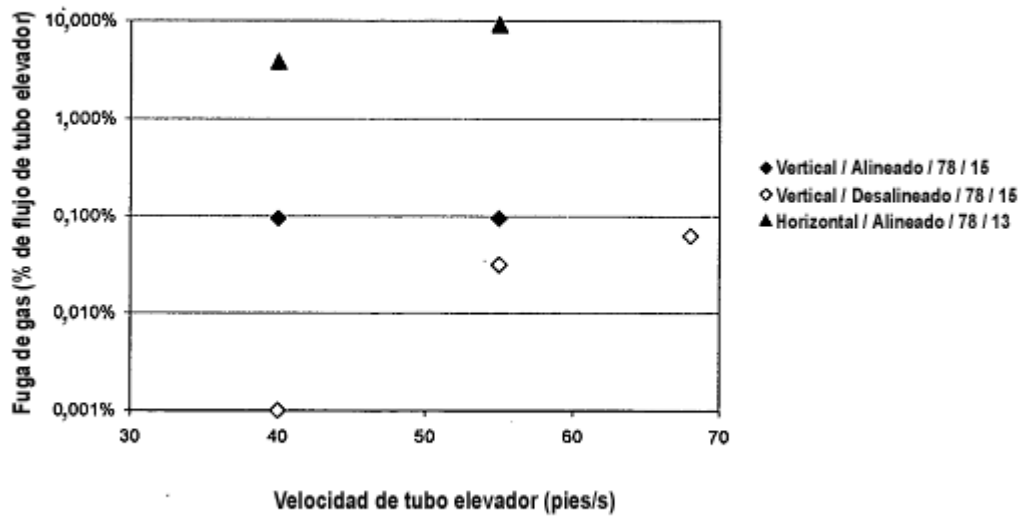
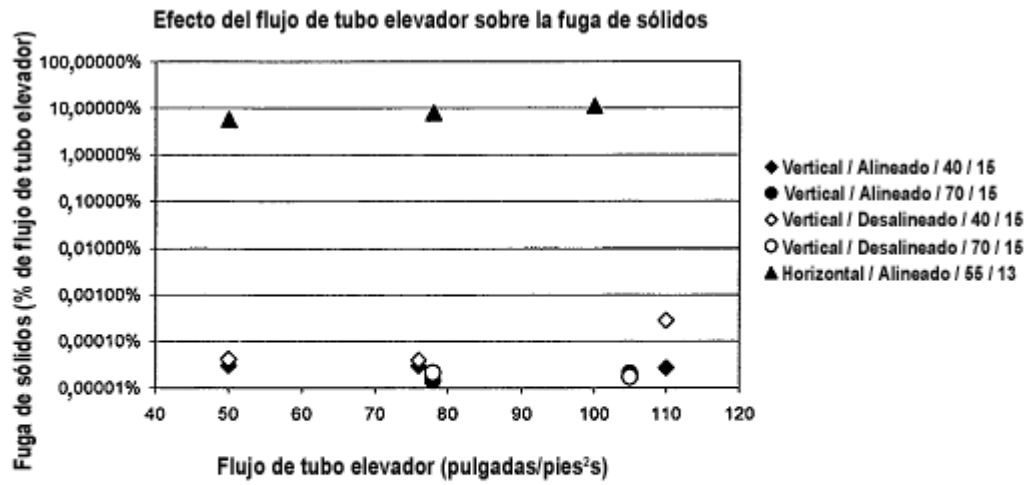
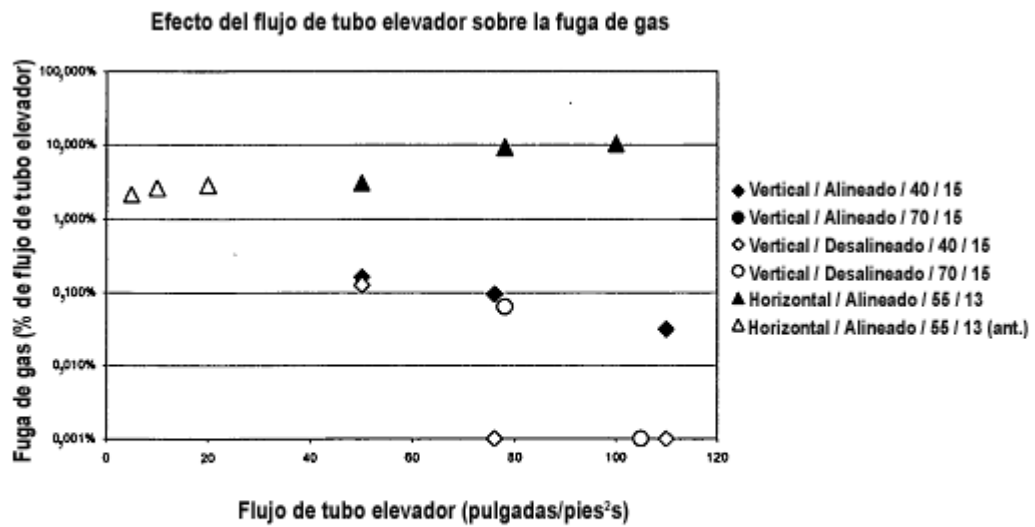


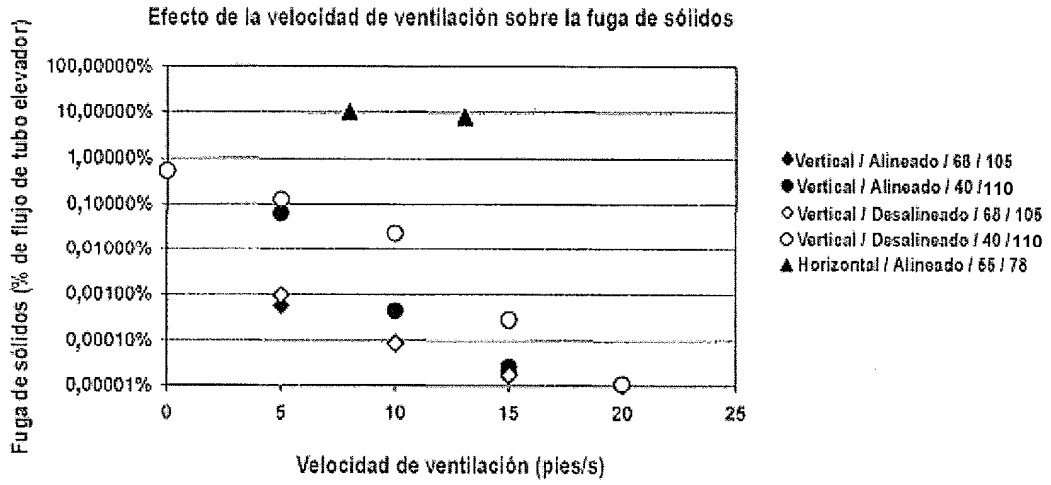
FIGURA 8B



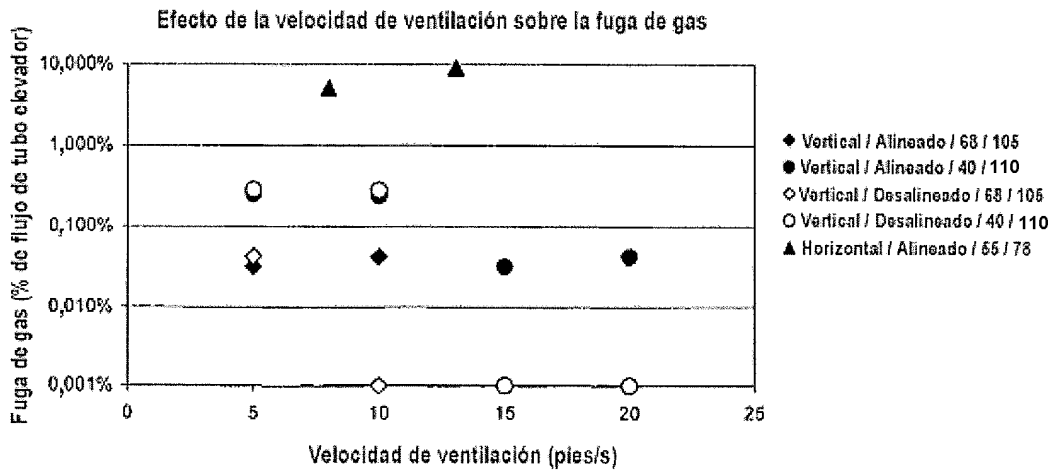
**FIGURA 9A**



**FIGURA 9B**



**FIGURA 10A**



**FIGURA 10B**