

19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 886 532**

51 Int. Cl.:

B01J 8/04 (2006.01)

C10G 49/00 (2006.01)

C10G 65/02 (2006.01)

B01F 5/00 (2006.01)

B01F 5/04 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **18.02.2014 E 14155601 (9)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **28.07.2021 EP 2767333**

54 Título: **Dispositivo de mezcla con entradas tangenciales para recipientes concurrentes de dos fases**

30 Prioridad:

19.02.2013 US 201361766427 P
19.02.2013 EP 13155723

45 Fecha de publicación y mención en BOPI de la
traducción de la patente:
20.12.2021

73 Titular/es:

MORTEN MÜLLER LTD., APS (100.0%)
Nørredamsvej 123
3480 Fredensborg, DK

72 Inventor/es:

MÜLLER, MORTEN

74 Agente/Representante:

PONS ARIÑO, Ángel

ES 2 886 532 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

Dispositivo de mezcla con entradas tangenciales para recipientes concurrentes de dos fases

5 ANTECEDENTES

La presente divulgación se refiere a un dispositivo de mezcla para mezclar gas o vapor y líquido en un recipiente donde fluyen simultáneamente una fase de vapor y una fase líquida. El propósito del dispositivo es equilibrar la temperatura y la composición química de la mezcla de salida que sale del dispositivo. La divulgación es adecuada para, pero no se limita a, la aplicación de mezclar gas de tratamiento caliente rico en hidrógeno y líquido de hidrocarburo caliente con una corriente de enfriamiento rápido entre dos lechos adyacentes de catalizador en un reactor de hidroprocesamiento, tal como un reactor de hidrotratamiento o hidrocrackeo.

En la bibliografía y en patentes se ha descrito un gran número de dispositivos de mezcla para recipientes concurrentes de dos fases. La mayoría de estos dispositivos pertenecen a uno de los seis tipos que se indican a continuación:

Tipo 1: Mezcladores de vórtice con tolvas o canales de entrada provistos en una bandeja colectora

Un ejemplo de tal diseño se da en la Patente EE. UU. 3.541.000. El mezclador comprende una placa de bandeja colectora horizontal 6. La placa de bandeja colectora está provista de una pluralidad de tolvas inclinadas 32/34. La corriente de procedimiento de vapor y líquido del lecho de catalizador de arriba pasa a través de estas tolvas de entrada a alta velocidad. Debajo de la bandeja colectora hay una caja de turbulencia 8. Los chorros de salida de las tolvas tienen componentes tangenciales y dan como resultado un movimiento de fluido en turbulencia dentro de la caja de turbulencia. A continuación, los fluidos pasan por un vertedero interno 12 y descienden a través de una abertura central 10. En la salida de la abertura 10, el fluido de enfriamiento rápido se agrega a través de tubos distribuidores perforados en una disposición de araña 30. Una bandeja de distribución 14 está ubicada debajo del mezclador para una distribución aproximada del líquido. La bandeja 14 también sirve como placa de impacto para los fluidos a alta velocidad que salen de la abertura 10. Una bandeja de distribución 4 está ubicada debajo de la bandeja de distribución aproximada para la distribución final del líquido.

La Patente EE. UU. 4.836.989 describe un mezclador similar al mezclador de la Patente EE. UU. 3,541,000. Sin embargo, para mejorar la mezcla del fluido de enfriamiento con vapor y líquido del lecho de catalizador de arriba, el fluido de enfriamiento se añade a través de distribuidores de tubos perforados 13 corriente arriba de la bandeja colectora 12 en lugar de corriente abajo.

Ejemplos de patentes que se relacionan con tipos de mezcladores de vórtice son: Patentes EE. UU. 5.837.208; 5.989.502; 7.045.103; 7.112.312; y Publicación de Solicitud de Patente EE. UU. 2012/0241006.

Tipo 2: Mezcladores de caja de turbulencia con flujo de entrada radial

Un ejemplo de tal diseño se da en la Patente EE. UU. 3.353.924. El mezclador comprende una placa colectora 6. El medio de enfriamiento rápido se añade a través de un anillo de tubo perforado 11 encima de la placa colectora. El vapor y el líquido del lecho de catalizador 3 encima del mezclador y el fluido de enfriamiento entran en la caja de turbulencia 7 a través de una pluralidad de puertos de entrada 8. A diferencia de los diseños de mezclador de vórtice mencionados anteriormente, el flujo a través de los puertos de entrada a la caja de turbulencia en este tipo de mezclador se encuentra principalmente en la dirección horizontal/radial. Los puertos de entrada están provistos de paletas 9 que introducen un movimiento de remolino en los fluidos dentro de la caja de turbulencia 7. El fluido sale de la caja de turbulencia a través de una abertura central 13a. Una placa de impacto perforada 14 con deflectores verticales 16 se proporciona debajo de la abertura central.

Otros ejemplos de mezcladores de caja de turbulencia con flujo de entrada radial se dan aquí: la Patente EE. UU. 3.787.189 describe un mezclador de caja de turbulencia similar al mezclador en la Patente EE. UU. 3.353.924. Sin embargo, las aberturas de entrada y las paletas de la caja de turbulencia tienen un diseño diferente y la placa de impacto 23 debajo de la abertura central 20 no está perforada. Las paletas 22 que introducen un movimiento de remolino en los fluidos que salen del mezclador por debajo de la placa colectora 18 reemplazan los deflectores verticales dispuestos radialmente en la salida del mezclador.

La Patente EE. UU. 5.462.719 describe un mezclador de caja de turbulencia similar al mezclador en la Patente EE. UU. 3.353.924. El vapor y el líquido pasan primero a través de perforaciones radiales en el deflector cilíndrico 24, a continuación a través de las paletas 22, lo que da como resultado movimientos de fluido arremolinado dentro de la caja de turbulencia. Los fluidos salen de la caja de turbulencia a través de la abertura central 21 y entran en una segunda caja de mezcla ubicada debajo de la placa colectora 20. En la segunda caja de mezcla, los fluidos fluyen radialmente hacia afuera y salen del mezclador a través de las perforaciones radiales en la pared cilíndrica 26.

La Patente EE. UU. 5.534.233 describe otro mezclador de caja de turbulencia. El líquido se recoge en la bandeja 101 y el vapor y el líquido entran en la caja de turbulencia en una dirección radial. Las placas de guía verticales 105 se utilizan para crear un flujo en remolino antes de que los fluidos salgan del mezclador a través de la abertura central 7. Una placa de impacto 13 debajo de la abertura central rompe la alta velocidad de la corriente.

5

Tipo 3: Gorro de burbuja como mezcladores

Un diseño de mezclador con tapa de burbujas se describe en la Patente EE. UU. 5.152.967. El mezclador comprende una placa colectora 16 y una tapa 18, 19 que se superpone a un tubo de bajada 17. La tapa y el tubo de bajada definen la primera cámara de turbulencia de mezcla. Las paredes laterales de la tapa 19 están provistas de aberturas en ángulo. Las aberturas en ángulo hacen que el vapor y el líquido que ingresan a la primera cámara de turbulencia se muevan en un movimiento giratorio. Los fluidos fluyen primero hacia arriba, sobre el borde superior del tubo de bajada 17, y a continuación hacia abajo a través del tubo de bajada y una abertura central en la placa 16. El mezclador también está provisto de una segunda cámara de turbulencia ubicada debajo de la primera cámara de turbulencia con flujo radial hacia adentro.

Aquí se dan otros ejemplos de mezcladores tipo tapa de burbuja:
la Patente EE. UU. 6.183.702 describe otro mezclador tipo tapa de burbuja. El mezclador consiste en una placa colectora 1125, que contiene un cierto nivel de líquido. La placa colectora está provista de deflectores verticales 1130, que promueven un movimiento de remolino del líquido sobre la placa 1125. El movimiento de remolino se intensifica aún más aplacando los chorros de fluido que salen de las tuberías 1140. Sobre la bandeja colectora, un mezclador tipo tapa de burbuja, que comprende una tapa cilíndrica ranurada 1150 que se superpone a un tubo de bajada cilíndrico 1165, está montado sobre una abertura central en la placa 1125. El espacio anular entre la tapa y el tubo de bajada está provisto de deflectores 1155 en forma de semi espiral. El vapor entra en el espacio anular a través de las ranuras de la pared cilíndrica de la tapa 1150. El vapor "eleva" el líquido hacia el espacio anular y el vapor y el líquido fluyen hacia arriba a través del espacio anular. Los deflectores 1155 provocan un movimiento de remolino en el espacio anular. El vapor y el líquido fluyen hacia abajo a través del tubo de bajada y a través de la abertura en la placa colectora 1125.

La Patente EE. UU. 8.017.095 describe otro dispositivo mezclador similar a una tapa de burbuja. El dispositivo de mezcla consiste en una tapa de burbuja grande 85, similar a la tapa de burbuja usado en Patente de EE.UU. 6.183.702, ubicada en una bandeja colectora anular 30. Corriente arriba, la tapa de burbuja 85 es una cámara de turbulencia que consta de paredes laterales 42 y 48, entradas 50 y 55, pared superior de entradas 46 y 47 y pared superior 49.

Las Patentes EE. UU. 3.824.080 y 5.403.560 proporcionan otros ejemplos de mezcladores tipo tapa de burbuja

Tipo 4: Mezcladores con mezcla separada de vapor y líquido

La Patente EE. UU. no. 5.635.145 describe un mezclador con mezcla separada de vapor y líquido. El mezclador comprende una placa colectora 6 con una abertura central. Por encima de la abertura central, se encuentra una caja de turbulencia de vapor 8 para mezclar los vapores. La caja de turbulencia de vapor está provista de aberturas 14. La placa colectora está provista de otras aberturas con canales de guía 7 para dirigir el líquido hacia la línea central del reactor. Una bandeja de pre-distribución/placa de impacto 15 se encuentra debajo del mezclador.

Durante el funcionamiento normal, la placa colectora 6 mantiene un cierto nivel de líquido y el vapor entra en la caja de turbulencia de vapor 8 y sale por la abertura central. El líquido se desvía de la caja de turbulencia a través de los canales de líquido paralelos 7.

La Patente EE. UU. 5.772.970 es otro ejemplo de un dispositivo de mezcla con mezcla separada de vapor y líquido. El mezclador consiste en una bandeja colectora 12 provista de un deflector de turbulencia cilíndrico 13, una abertura central 14 y chimeneas de vapor 17. Se proporciona un vertedero cilíndrico 15 en el borde de la abertura de salida 14. Durante el funcionamiento, el líquido se acumulará en la bandeja colectora 12 y el nivel de líquido se acumulará al menos hasta la altura del vertedero 15. Un movimiento de remolino entre el deflector de remolino 13 y el vertedero 15 es provocado por las entradas de líquido tangenciales 13a y 13b. El líquido desborda el vertedero 15 y sale por la abertura central 14. El vapor se desvía en gran medida del líquido a través de las chimeneas de vapor 17. Parte del vapor puede fluir a través de la abertura central 14 junto con el líquido que rebosa.

Las Patentes EE. UU. 5.935.413, 7.052.654 y 7.078.002 describen otros ejemplos de mezcladores con mezcla separada de vapor y líquido.

60

Tipo 5: Mezcladores de caja con deflectores con flujo vertical

La Patente EE. UU. 4,233,269 describe tal diseño. El mezclador consiste en un conducto de alimentación de entrada 12, donde el vapor y el líquido entran en el mezclador. Desde el conducto de alimentación de entrada, los fluidos pasan a través de dos orificios de mezcla circulares formados por las placas en forma de rosca 32 y 36 y a través de una restricción de flujo anular formada por el disco 34.

Tipo 6: Mezcladores de caja con deflectores con flujo horizontal

La Patente EE. UU. 7.276.215 describe un mezclador de caja con deflectores con flujo horizontal. El mezclador comprende una bandeja colectora 13, una placa inferior 14 con una abertura central 25, entradas de dos fases 16 y deflectores de flujo vertical 18, 19 y 20, formando una serie de contracciones y expansiones, o una serie de orificios de mezcla. Toda la corriente del procedimiento se fuerza a fluir a través de cada orificio de mezcla a alta velocidad. Se logra un régimen de flujo de dos fases dispersas en cada orificio de mezcla para maximizar el área de interfase entre el vapor y el líquido, y así maximizar la transferencia de calor y masa entre las fases. Corriente abajo de cada orificio de mezcla, la expansión da como resultado turbulencia y un tiempo de residencia adicional. El mezclador tiene una aproximación de fluido simétrico a la abertura de salida 25 para una mejor distribución del líquido a la bandeja de distribución 11, ubicada debajo del mezclador.

La patente EE.UU. 5.690.896 describe un segundo ejemplo de este tipo de mezclador. El mezclador está construido como parte integral del sistema de soporte del catalizador. El mezclador recoge vapor y líquido en la cubeta colectora anular 24. El fluido de enfriamiento se agrega a la cubeta colectora anular a través de los tubos de enfriamiento 22 y 23. El vapor y el líquido fluyen a través de la cubeta colectora anular hasta la caja de mezcla 30, ubicada entre las vigas de soporte 14 y 15. Toda la corriente del procedimiento entra en la caja de mezcla por la entrada 36. La caja de mezcla comprende un solo canal de flujo con giro de 360° en la dirección del flujo. Después del giro de 360° en la caja de mezcla, el fluido sale por la abertura central 37.

La Publicación de Solicitud de Patente US 2011/0123410 describe un tercer ejemplo de este tipo de mezclador. El mezclador comprende una bandeja colectora 5 con una abertura de entrada 6, un canal de mezcla anular 9 y una bandeja de pre-distribución perforada 11 con una chimenea 13. El vapor y el líquido pasan a través de la abertura de entrada 6 y el canal de mezcla anular 9, y salen a la bandeja de pre-distribución perforada 11.

La Patente EE. UU. 3.705.016 describe un cuarto ejemplo. Este mezclador consta de una pantalla 11/12 ubicada en una placa de soporte de catalizador y de recogida 8. La pantalla está cubierta por material de soporte inerte 7. Se inyecta fluido de enfriamiento en el lecho de catalizador sobre la placa 8. La pantalla 11/12 permite que el vapor y el líquido pasen, mientras retiene el material inerte. Después de pasar a través de la pantalla, el vapor y el líquido fluyen verticalmente a través de la abertura central en la placa colectora 8. Una caja de mezcla horizontal, que consta de una placa inferior horizontal 16 y deflectores verticales 20, 21, 22 y 23, se encuentra debajo de la placa colectora. Los fluidos que salen por la abertura central se dividen primero en dos corrientes horizontales. A continuación, cada una de las dos corrientes se vuelve a dividir en dos corrientes, lo que da como resultado un total de cuatro corrientes. A la salida del mezclador, dos de estas cuatro corrientes se recombinan y envían a un lado de la sección transversal del reactor, mientras que las dos corrientes restantes se recombinan y envían al otro lado de la sección transversal del reactor. Finalmente, el vapor y el líquido se distribuyen a través de una bandeja perforada 25.

Un último ejemplo de un mezclador de caja con deflectores con flujo horizontal se describe en la Patente EE. UU. 3.977.834. Esta patente describe un mezclador que consiste en una pluralidad de cajas de mezcla paralelas 13. Cada una de las cajas de mezcla está ubicada entre un par de vigas de soporte de catalizador 7. Se añade fluido de enfriamiento a través de los tubos 11 entre las vigas corriente arriba de las cajas de mezcla.

La caída de presión es típicamente la fuerza impulsora para mezclar en diseños de mezcladores convencionales. Sin embargo, en los conjuntos de procedimiento de hidrotratamiento e hidrocrackeo, el aumento de la caída de presión en el mezclador resulta en costos adicionales significativos. Ejemplos de esto son el costo inicial incrementado del compresor de gas reciclado y el costo operativo incrementado en términos de potencia de eje adicional requerida para el compresor de gas reciclado. Para el mezclado en dos fases, se han establecido los siguientes criterios generales para lograr un buen mezclado y una mezcla de salida equilibrada para una caída de presión dada:

El mezclador debe tener restricciones de flujo u orificios de mezclado con alta velocidad de flujo y dispersión del líquido en gotitas para proporcionar una gran área de interfase para la transferencia de calor y masa entre las fases y para generar turbulencias.

Todo el flujo de procedimiento precisa ser incorporado/contactado. Es insuficiente tener trayectorias paralelas a través del mezclador, ya que las corrientes paralelas no entran en contacto y, por lo tanto, no se puede lograr una temperatura y composición equilibradas de las corrientes paralelas.

El mezclador necesita áreas con menor velocidad de flujo corriente abajo de los orificios de mezcla para crear condiciones de flujo turbulento en la transición de alta velocidad de flujo a menor velocidad de flujo y permitir cierto tiempo de retención. Se necesita tiempo de espera para la transferencia de calor y masa. Se necesitan condiciones de flujo turbulento para mezclar las fases.

Debe lograrse una distribución o dispersión razonable del líquido a través de la sección transversal del reactor a la salida o escape del mezclador. Incluso si una bandeja de distribución está ubicada debajo del mezclador, se necesita un cierto líquido esparcido sobre la sección transversal del reactor en la salida o escape del mezclador para impedir

gradientes excesivos de nivel de líquido en la bandeja de distribución. Por ejemplo, un diseño de mezclador del que salga todo el líquido de un lado del reactor no sería aceptable.

Además, la altura total del mezclador es importante. El mezclador debe ser lo más compacto posible para reducir el requisito de altura del reactor/recipiente. En un reactor de hidrotratamiento o hidrocrackeo, el espacio ocupado por el mezclador no se puede utilizar para el catalizador activo. Se requiere un volumen total dado de catalizador para convertir los reactivos en los productos deseados. Por lo tanto, el espacio ocupado por el mezclador se suma al tamaño/altura del reactor requerido. Los reactores de hidrocrackeo están diseñados para funcionar hasta 200 bar y 450°C, con altas presiones parciales tanto de hidrógeno como de sulfuro de hidrógeno. Normalmente, los reactores se diseñan con diámetros internos de hasta 5 metros. Debido a las severas condiciones de diseño, el reactor de hidrocrackeo tiene una carcasa gruesa, que normalmente se construye con acero 2,25 Cr 1,0 Mo, con un revestimiento interno de acero inoxidable austenítico como el 347 SS. Por lo tanto, el costo de un metro del lado recto del reactor es alto, y existe un gran potencial de ahorro con diseños de mezcladores más compactos.

Los mezcladores de tipo 1 con tolvas de entrada se encuentran entre los diseños de mezcladores más usados en aplicaciones comerciales de hidrotratamiento e hidrocrackeo en la actualidad. Estos mezcladores normalmente emplean tolvas de entrada inclinadas y la mayor parte de la caída de presión del mezclador se produce en las tolvas de entrada. Si se diseña correctamente, existirá una alta velocidad de flujo y un régimen de flujo disperso en las tolvas de entrada. El flujo disperso da como resultado una gran área de interfase disponible para la transferencia de calor y masa entre la fase líquida y la fase de vapor. La alta velocidad también da como resultado un alto grado de turbulencia corriente abajo de las tolvas de entrada, lo que, nuevamente, da como resultado una buena mezcla. Además, la alta velocidad da como resultado altos coeficientes de transferencia de masa y de calor entre las fases líquida y de vapor.

Las tolvas de entrada representan trayectorias de flujo paralelas, y la corriente del procedimiento no entra en contacto con las tolvas de entrada. Por lo tanto, la caja de turbulencia del mezclador debe tener un tamaño que permita un número suficiente de rotaciones de fluido para mezclar las corrientes de las diferentes tolvas de entrada entre sí.

El ángulo de entrada de fluido α entre la dirección de flujo de los fluidos que entran en la caja de turbulencia desde las tolvas de entrada y la dirección tangencial se define en la Figura 2C. Cuanto mayor sea α , menor impulso disponible para establecer el movimiento de remolino dentro de la caja de turbulencia y menor número de rotaciones de fluido que se logra en la caja de turbulencia. Para muchos diseños de mezcladores de vórtice de la técnica anterior, el ángulo α es excesivo y esto reduce el número de rotaciones de fluido en la caja de turbulencia en detrimento del rendimiento de la mezcla del dispositivo. Véase, por ejemplo, Patente EE. UU. N° 5.837.208, donde el uso de una sección vertical 27 en aliviaderos 26 aumenta el ángulo α significativamente. Esto se ilustra en la Figura 2C.

El diámetro D_i del círculo de las tolvas de entrada se define en la Figura 2B. El diámetro D_o de la abertura de salida también se define en la Figura 2B. El número de rotaciones de fluido en el mezclador de vórtice y, por lo tanto, el rendimiento de la mezcla, depende en gran medida de la relación de D_i/D_o . Para muchos mezcladores de vórtice de la técnica anterior, D_i es demasiado bajo. Esto reduce la relación de diámetro D_i/D_o y, por lo tanto, el número de rotaciones de fluido en la caja de turbulencia y, por lo tanto, disminuye el rendimiento de la mezcla del mezclador de vórtice.

La altura de la caja de mezcla H_s se define en la Figura 2A. Para garantizar un número suficiente de rotaciones en la caja de turbulencia, se tiene que usar una caja de mezcla de mayor altura, H_s , para compensar un α grande y/o una relación D_i/D_o baja. Como resultado, el mezclador entre lechos ocupará un volumen mayor del reactor y será necesario aumentar el tamaño del recipiente del reactor, lo que generará importantes costes adicionales.

Los mezcladores de vórtice se caracterizan por tener una buena distribución del líquido que sale del mezclador debido a la alta velocidad angular del líquido que sale. El mezclador de vórtice tiene una buena capacidad de reducción, ya que incluso pequeños caudales de vapor y líquido son normalmente suficientes para establecer el movimiento de remolino en la caja de turbulencia.

En los mezcladores Tipo 2 con flujo de entrada radial, la caja de turbulencia se caracteriza por un flujo de entrada radial/horizontal. La entrada a la caja de turbulencia causa una gran parte de la caída de presión. Si se diseñan correctamente, las entradas dispersarán el líquido para generar una gran área de interfase para la transferencia de calor y masa entre las fases. Nuevamente, las entradas representan trayectorias de flujo paralelas, y el número de rotaciones de fluido en la caja de turbulencia tendrá que ser suficiente para mezclar las corrientes que entran a través de las diferentes entradas entre sí.

En los mezcladores de Tipo 3, el vapor y el líquido toman trayectorias diferentes a través de las ranuras de la tapa. El vapor sigue una trayectoria en la parte superior de las ranuras, mientras que el líquido sigue una trayectoria en la parte inferior de las ranuras. Las dos fases no se contactan de manera eficiente en estas entradas/ranuras. Además, la caída de presión en las entradas/ranuras corresponde a la caída de presión de la columna de dos fases dentro del canal de flujo ascendente. Esta caída de presión es insuficiente para dispersar el líquido en gotitas. Las ranuras/entradas representan trayectorias de flujo paralelas y las corrientes de estas trayectorias de flujo paralelas deberán mezclarse entre sí en el canal de flujo ascendente. La única forma de lograr esto es si se introducen

movimientos de remolino significativos en el canal de flujo ascendente. Pero debido a la baja velocidad en las entradas y debido al tamaño insuficiente del canal de flujo ascendente, normalmente no es posible lograr movimientos de remolino significativos en el canal de flujo ascendente. El único lugar donde entra en contacto toda la corriente del procedimiento es, por tanto, en el tubo de bajada de la tapa de burbujas, que es insuficiente para equilibrar la temperatura y la composición.

En los mezcladores Tipo 4 con mezcla separada de vapor y líquido, toda o parte de la caída de presión del mezclador se usa en mezcladores paralelos para mezclar el vapor y el líquido por separado. El mezclado de fase única se usa ampliamente en la industria a pesar del hecho de que la etapa de control en el mezclado en dos fases es la transferencia de calor y masa entre las fases de vapor y líquido.

Cada mezclador de fase única en sí mismo también consiste en trayectorias de flujo paralelas como tolvas de entrada paralelas o paletas. En el mezclador descrito en la Patente EE. UU. N° 5.635.145, no hay un orificio de mezcla de dos fases. Como consecuencia, el rendimiento de mezcla de dos fases de este tipo de mezclador es deficiente.

Los mezcladores de caja tipo 5 con deflectores con flujo vertical, ejemplificados por la Patente EE. UU. No. 4.223.269, proporcionan un buen rendimiento de mezcla y cumplen todos los criterios para un mezclador adecuado dados anteriormente. Sin embargo, este tipo de mezclador requiere alturas de mezcla muy grandes y, por lo tanto, volúmenes de reactor/recipiente indeseablemente grandes.

Los mezcladores de caja con deflectores Tipo 6 con flujo horizontal, como se describe en Patente EE. UU. N° 3.705.016 y Patente EE. UU. No. 3.977.834, representan diseños de mezcladores con trayectorias de fluido más paralelas. En el mezclador de la Patente EE. UU. N° 3.977.834, la corriente de procedimiento completa nunca se contrae en un orificio de mezcla. Además, el modelo de salida de líquido desde el mezclador de la Patente EE. UU. No. 3.705.016 es desigual. El mezclador de tipo 6 descrito en la Patente EE. UU. No. 5.690.896, es un mezclador razonablemente bueno, pero no se han expandido secciones del área de flujo para generar turbulencia en la expansión y proporcionar tiempo de retención para la transferencia de calor y masa. Además, los fluidos se acercan al orificio central solamente desde un lado. El líquido resultante que se esparce a la salida del mezclador es desigual. La Patente EE. UU. N° 7.276.215 representa un diseño de mezclador muy bueno y compacto y cumple con todos los criterios para un rendimiento de mezcla adecuado dados anteriormente. Sin embargo, la capacidad de reducción de todos los mezcladores de tipo 6 es menor que la de los mezcladores de vórtice descritos anteriormente. El documento US 5.756.055 también describe un mezclador de tipo deflector.

RESUMEN

Esta descripción se refiere ampliamente a un dispositivo de mezcla del tipo de vórtice, para mezclar gas o vapor y líquido en un recipiente con vapor y líquido que fluyen simultáneamente.

La invención se define en las reivindicaciones.

Las variables α , D_i , D_o y H_s se han definido para la divulgación en las Figuras 5A, 5B y 5C.

Uno de los principales objetivos de la divulgación es proporcionar una buena mezcla con una pérdida relativamente pequeña de volumen del reactor y con requisitos de energía relativamente bajos. Estas ventajas se han obtenido asegurando un gran número de rotaciones de fluido dentro de la caja de turbulencia para permitir el equilibrio de la temperatura y composición de los fluidos que entran en la caja de turbulencia a través de las entradas. Para una altura de mezclador y una caída de presión determinadas, el número de rotaciones de fluido en la caja de turbulencia se ha maximizado mediante el uso de los siguientes cuatro principios para el diseño adecuado de un mezclador de vórtice:

- 1) Hacer entrar la corriente de dos fases en la caja de turbulencia en una dirección cercana a la dirección tangencial ($\alpha \approx 0$)
- 2) Dejar que la relación D_i/D_o sea lo más grande posible
- 3) Hacer entrar la corriente de dos fases en la caja de turbulencia a través de las entradas a una alta velocidad de flujo.
- 4) Evitar obstrucciones de flujo dentro de la caja de turbulencia, como vigas y estructuras de soporte, conjuntos de bridas, pernos y tuercas.

La divulgación incluye una caja de mezcla que obstruye el flujo ubicada entre las paredes de un reactor cilíndrico. La caja de mezcla tiene una o más aberturas de entrada para el flujo de fluido esencialmente vertical hacia el interior del mezclador. La caja de mezcla comprende una pared superior circular horizontal, una pared inferior circular horizontal y una pared cilíndrica vertical, que puede ser un segmento de la pared interior del reactor. La pared inferior circular horizontal está provista de una abertura de salida. Un vertedero cilíndrico se extiende por encima del borde de la abertura de salida. Para maximizar D_i/D_o y para minimizar la altura de la caja de mezcla, el diámetro de la caja de mezcla es preferiblemente cercano o idéntico al diámetro interior del reactor. Dentro de la caja de mezcla, se ubican deflectores curvos para formar orificios de entrada tangenciales, generando una corriente de dos fases caracterizada por tener una alta velocidad de flujo y una dirección de flujo tangencial sustancialmente pura de los fluidos que ingresan a la caja de turbulencia.

En los orificios de entrada tangenciales, el líquido se dispersa en la corriente de vapor para proporcionar una gran área de interfase para la transferencia de calor y masa. La alta velocidad de flujo en los orificios de mezcla también da como resultado altos coeficientes de transferencia de calor y masa y en condiciones turbulentas al expandirse el flujo en la caja de turbulencia, que proporciona la mezcla.

Cuando se usa más de una entrada tangencial, estas entradas representan orificios de mezcla paralelos y la corriente de procedimiento no entra en contacto en este lugar. Sin embargo, el tamaño de la caja de turbulencia se basa en los cuatro principios mencionados anteriormente para el diseño adecuado de un mezclador de vórtice para permitir un número suficiente de rotaciones de fluido dentro de la caja de turbulencia con el fin de equilibrar la temperatura y la composición de las corrientes que entran a través de las entradas tangenciales.

Después de haber pasado por la caja de turbulencia, los fluidos salen en dirección vertical por la abertura de salida en la pared inferior. El líquido todavía tiene una velocidad angular significativa a la salida o escape del mezclador. La velocidad de remolino del líquido da como resultado que el líquido se esparza uniformemente debajo del mezclador. Debajo de la abertura en la pared inferior se ubica una placa de impacto para descomponer la alta velocidad del chorro de dos fases y esparcir aún más el líquido sobre la sección transversal del reactor. Puede añadirse fluido de enfriamiento corriente arriba de los orificios de entrada tangenciales, ya sea por encima de la pared superior o entre las paredes superior e inferior.

Mientras que los mezcladores de vórtice convencionales no cumplen los cuatro principios enumerados anteriormente para el diseño adecuado de un mezclador de vórtice, un mezclador de vórtice según la presente descripción sí lo hace. En comparación con los tipos de mezcladores de vórtice convencionales, los mezcladores de vórtice según la presente descripción tienen un rendimiento de mezcla mejorado en términos de lograr una corriente de salida del mezclador que esté equilibrada con respecto a la temperatura y a la composición. Además, obedecer los cuatro principios del diseño adecuado de un mezclador de vórtice da como resultado un requisito de altura significativamente reducido en comparación con los mezcladores de vórtice convencionales.

BREVE DESCRIPCIÓN DE LOS DIBUJOS

La Figura 1A es una vista en sección transversal longitudinal simplificada que muestra una disposición típica del catalizador y los componentes internos en un reactor de hidroprocesamiento con dos lechos de partículas sólidas de catalizador, con un dispositivo de mezcla ubicado entre dos lechos de catalizador adyacentes dentro del reactor.

La Figura 1B es una vista detallada ampliada de la estructura dentro del contorno discontinuo de la Figura 1A.

La Figura 2A es una vista en sección lateral simplificada de un recipiente de reactor con un mezclador de vórtice de la técnica anterior, que muestra la dimensión variable H_s .

La Figura 2B es una vista superior simplificada a lo largo de la línea A-A de la Figura 2A de la caja de turbulencia del mezclador de vórtice de la Figura 2A, que muestra las dimensiones variables D_i y D_o .

La Figura 2C es una vista en sección transversal de las tolvas de entrada tomada a lo largo de la línea B-B en la Figura 2B, que muestra el ángulo α .

Las Figuras 3A y 3B son gráficos que muestran el número promedio de rotaciones del fluido de la caja de turbulencia en función de H_s y D_i/D_o para dos valores diferentes de α .

Las Figuras 4A, 5A y 6A son vistas en planta desde arriba de realizaciones alternativas de la presente divulgación.

Las Figuras 4B, 5B y 6B son las correspondientes vistas en sección transversal tomadas a lo largo de las líneas A-A de las Figuras 4A, 5A y 6A, respectivamente.

Las Figuras 4C, 5C y 6C son las correspondientes vistas en sección transversal tomadas a lo largo de las líneas B-B en las Figuras 4A, 5A y 6A, respectivamente.

Las realizaciones alternativas de la presente divulgación incluyen, pero no se limitan a, los diseños mostrados en las figuras.

DESCRIPCIÓN DETALLADA

Las reacciones que tienen lugar en los reactores de hidroprocesamiento son exotérmicas. Por lo tanto, se libera calor durante la reacción, lo que hace que la temperatura aumente cuando los reactivos se convierten en productos en presencia de un catalizador de hidroprocesamiento a temperatura y presión elevadas.

En los reactores de hidroprocesamiento comerciales, la mezcla de dos fases de reactivos fluye a través de un lecho

de partículas sólidas de catalizador. El patrón de flujo ideal en un reactor de este tipo es un flujo de pistón donde el líquido fluye hacia abajo con la misma velocidad (basado en un reactor vacío) en todos los puntos de la sección transversal del reactor. En el caso de flujo de pistón ideal, lo mismo es cierto para la fase de vapor: el vapor fluye hacia abajo con una velocidad idéntica (basada en un reactor vacío) en todos los puntos de la sección transversal del reactor.

5 En los reactores comerciales, el flujo de pistón nunca se logra debido a bandejas de distribución no ideales, carga de catalizador desigual, y/o la presencia de depósitos/coque en el espacio vacío entre las partículas de catalizador. Por lo tanto, en algunas áreas del lecho de catalizador, la velocidad del flujo de líquido es más alta que la media y la velocidad del vapor es más baja que la media. Debido a la alta capacidad calorífica del líquido en relación con el vapor, 10 el aumento de temperatura en °C por metro de trayectoria de flujo es bajo en estas áreas. Similarmente, en otras áreas del lecho de catalizador, la velocidad del flujo de líquido es más baja que la media y la velocidad del vapor es más alta que la media. Nuevamente, debido a la alta capacidad calorífica del líquido en relación con el vapor, el aumento de temperatura en °C por metro de trayectoria de flujo es alto en estas áreas.

15 Como resultado, aunque la mezcla de reactivos tiene una temperatura uniforme en la entrada del reactor, algunas áreas del lecho del catalizador se calientan más que otras a medida que los fluidos pasan a través del lecho. Además, dado que la velocidad de reacción aumenta con el aumento de temperatura, este efecto tiende a acelerarse. Las áreas calientes del lecho de catalizador tienen una alta velocidad de reacción, e incluso se libera más calor en estas áreas que en las áreas frías.

20 Debido a la diferencia en la velocidad de reacción entre las áreas calientes y las áreas frías del lecho del catalizador, los fluidos desarrollan diferencias en sus composiciones químicas.

La falta de uniformidad en la temperatura y la composición química en un plano horizontal tiene varios efectos negativos:

25 Todos los catalizadores de hidroprocesamiento se desactivan durante la operación. Para compensar la disminución de la actividad del catalizador, se aumenta la temperatura media del lecho durante la corrida. En algún momento, al final del ciclo, la temperatura máxima en el lecho del catalizador alcanza su valor máximo permitido. En este punto, es necesario desconectar todo el conjunto de procedimiento y el catalizador debe regenerarse o reemplazarse. Si no hay 30 uniformidad en la temperatura en el plano horizontal, el final del ciclo ocurrirá en una etapa anterior y a una temperatura media del lecho más baja. Una mayor frecuencia de paradas causadas por temperaturas no uniformes agrega un costo significativo para el refinador en términos de producción perdida, consumo de catalizador y mano de obra adicional.

35 Otro efecto de las no uniformidades es que el grado de conversión química es desigual. Una fracción de los reactivos se convertirá en gran medida mientras que la fracción restante de los reactivos se convertirá en menor grado. El resultado suele ser una menor calidad general del producto.

Un primer ejemplo es un reactor de hidrotratamiento de diésel donde los componentes de hidrocarburos que contienen 40 azufre (componentes orgánicos de azufre) y H_2 se convierten en componentes de hidrocarburos libres de azufre y H_2S . Si existen temperaturas no uniformes, a continuación una fracción del aceite de alimentación se hace reaccionar a temperatura más alta y quizás también a una velocidad espacial más baja debido a la velocidad del líquido más baja como se discutió anteriormente. Otra fracción del aceite de alimentación reacciona a una temperatura más baja y quizás también a una mayor velocidad espacial debido a una mayor velocidad del líquido. El resultado es que los 45 componentes orgánicos de azufre tienden a "desviarse" del lecho de catalizador a través de las áreas con baja temperatura y alta velocidad espacial. Esta desviación aumenta significativamente el contenido de componentes orgánicos de azufre en el producto general. Para cumplir con la especificación del producto sobre el contenido de azufre orgánico, el refinador necesita reducir la velocidad de alimentación o aumentar la temperatura de funcionamiento del reactor para compensar temperaturas y composición no uniformes. Reducir la velocidad de 50 alimentación tiene un costo significativo en términos de pérdida de producción. El aumento de la temperatura del reactor da como resultado un mayor consumo de energía y una menor duración de la corrida con una mayor frecuencia de paradas para la generación/ sustitución del catalizador. Como se discutió anteriormente, la mayor frecuencia de paradas tiene costos significativos.

55 Un segundo ejemplo es un reactor de hidrocrackeo donde los componentes de hidrocarburos más pesados y el H_2 se convierten en componentes de hidrocarburos más ligeros. Nuevamente, si existen temperaturas no uniformes, a continuación una fracción del aceite de alimentación reacciona a una temperatura más alta y quizás también a una velocidad espacial más baja debido a la velocidad del líquido más baja. Otra fracción del aceite de alimentación reacciona a una temperatura más baja y quizás también a una mayor velocidad espacial debido a una mayor velocidad 60 del líquido. El resultado es que parte del aceite de alimentación pesado se "sobrecraquea", de modo que la producción de gases C_1 - C_4 no deseados y componentes ligeros de nafta aumenta significativamente mientras que otra parte del aceite de alimentación pesado solo se convierte en un grado reducido. Por tanto, se reduce la selectividad del conjunto de hidrocrackeo hacia el producto deseado, y también se reduce la conversión global de los componentes de alimentación pesados en componentes de producto más ligeros. Ambos efectos están asociados con costos 65 significativos para el refinador.

Las faltas de uniformidad en la temperatura y la composición química en el plano horizontal de un lecho de catalizador son inevitables en los reactores de hidroprocesamiento comerciales. Sin embargo, las faltas de uniformidad se pueden minimizar instalando piezas internas de reactor adecuadas.

- 5 Para el primer lecho de catalizador, al cual entran primero la alimentación/los reactivos, se debe proporcionar un buen distribuidor de entrada para garantizar una distribución equitativa del líquido y el vapor en la sección transversal del reactor. Los fluidos que ingresan a este distribuidor deben mezclarse adecuadamente corriente arriba del distribuidor para garantizar que se haya logrado el equilibrio de composición y térmico. En la mayoría de los casos, se proporciona una mezcla suficiente de los fluidos en las tuberías que conducen los reactivos al reactor.

10

Para cualquier lecho o lechos de catalizador posterior, también se necesita un buen distribuidor para asegurar la distribución uniforme del líquido y el vapor sobre la sección transversal del reactor. Sin embargo, la corriente de entrada a un lecho de catalizador posterior es la corriente de salida de un lecho de catalizador corriente arriba donde existirá una temperatura y composición química no uniforme en la salida del lecho. Por lo tanto, es esencial tener un dispositivo

- 15 de mezcla ubicado entre el lecho de catalizador corriente arriba y el distribuidor. De lo contrario, la falta de uniformidad en la temperatura y la composición química puede pasar de un lecho al siguiente y empeorar. El propósito del dispositivo de mezcla es producir una corriente de salida equilibrada en cuanto a temperatura y composición.

Un fluido de enfriamiento, que es más frío que los fluidos dentro del reactor, a menudo se inyecta en el reactor de hidroprocesamiento entre dos lechos de catalizador adyacentes para enfriar el efluente caliente de un lecho de catalizador antes de que los fluidos entren en el siguiente lecho. Esto permite que el reactor funcione más cerca de las condiciones isotérmicas, lo que tiene varios beneficios en términos de una mayor duración de la corrida y una mejor calidad del producto. Un objetivo adicional del dispositivo de mezcla en este caso es mezclar la corriente de enfriamiento rápido con el efluente de un lecho de catalizador para lograr el equilibrio térmico y de composición antes de que la corriente entre en el siguiente lecho de catalizador.

25

Con referencia ahora a los dibujos, las Figuras 1A y 1B muestran un reactor 1 de hidroprocesamiento típico con una pared lateral 14 y con un primer y un segundo lecho de partículas de catalizador 2 y 3, respectivamente. La Figura 1A está destinada a definir la ubicación típica del dispositivo de mezcla con respecto a los lechos de catalizador y a otros componentes internos del reactor. Los reactivos ingresan al reactor a través de una boquilla de entrada 4. Los fluidos a continuación ingresan a una primera bandeja de distribución o bandeja de distribución superior 5, que distribuye el vapor y el líquido uniformemente sobre la sección transversal del reactor antes de que los fluidos ingresen al primer lecho de catalizador o lecho de catalizador superior 2 que descansa sobre una rejilla 6 de soporte de catalizador o pantalla, como se muestra en la FIG. 1B. Normalmente actúan grandes fuerzas sobre la pantalla del catalizador o la rejilla de soporte 6 debido al gran peso del catalizador y debido a las fuerzas introducidas por el flujo de fluido a través del lecho del catalizador. Por lo tanto, normalmente se requieren vigas de soporte 7 para absorber estas fuerzas. Un dispositivo de mezcla 8 está ubicado debajo del sistema de soporte del catalizador 6, 7. Puede añadirse fluido de enfriamiento a través de una boquilla de enfriamiento 9 y un distribuidor de enfriamiento 10. Un dispositivo o placa de impacto 11, para esparcir el líquido y para romper la alta velocidad del chorro que sale del dispositivo mezclador 8, se encuentra debajo del dispositivo mezclador 8. Una segunda bandeja de distribución inferior 12, ubicada debajo del dispositivo mezclador 8, distribuye el vapor y el líquido uniformemente sobre la sección transversal del reactor antes de que los fluidos entren en el segundo lecho de catalizador o lecho de catalizador inferior 3. El producto del reactor sale a través de una boquilla de salida 13.

- 45 También se pueden utilizar más de dos lechos de catalizador. El número de dispositivos de mezcla 8 es típicamente N-1 donde N es el número de lechos de catalizador en el reactor.

La Figura 2A es una vista en sección lateral simplificada de un recipiente de reactor con un mezclador de vórtice convencional 20 de la técnica anterior. En la Figura 2B se muestra una vista superior A-A de la caja de turbulencia de este mezclador de vórtice y en la Figura 2C se muestra una vista en sección lateral de unas tolvas de entrada tomadas a lo largo del segmento B-B en la Figura 2B. El recipiente del reactor tiene paredes 21 y una bandeja colectora 22 está instalada en el reactor. La bandeja colectora 22 obliga al vapor y al líquido a fluir a través de una pluralidad de tolvas de entrada 23. El mezclador de vórtice tiene una pared lateral cilíndrica 24, una pared inferior 25 con una abertura de salida 26 y un vertedero cilíndrico 27. Junto con la bandeja colectora 22, estas paredes forman una caja de turbulencia 28. Una placa de impacto 29 se encuentra debajo de la abertura de salida 26. La altura H_s que se muestra en la Figura 2A es la altura libre entre la bandeja colectora 22 y la pared inferior 25. El centro de las tolvas de entrada 23 forma un círculo, y D_i , que se muestra en la Figura 2B, es el diámetro de este círculo. D_o , que se muestra en la Figura 2B, es el diámetro de la abertura de salida 26. El ángulo α se define en la Figura 2C como el ángulo entre la trayectoria de flujo de los fluidos que salen de la tolva de entrada 23 y la dirección tangencial, que puede definirse como la dirección paralela a la pared inferior 25.

60

La influencia de α , D_i , D_o y H_s en el número de rotaciones de fluido en la caja de turbulencia ahora se demuestra para un mezclador en un reactor de hidrocrackeo comercial. Los datos para el mezclador comercial se dan en la tabla 1.

65

Tabla 1: Ejemplo de datos para mezclador comercial

Tipo de reactor	Hidrocrackeo
Diámetro interior del reactor, mm	5000
Flujo de líquido al mezclador, real m ³ /h	630
Densidad del líquido kg/m ³	460
Viscosidad del líquido, cP	0,15
Tensión superficial del líquido, dinas/cm	7,5
Flujo de vapor al mezclador, real m ³ /h	6200
Densidad del vapor, kg/m ³	18,5
Viscosidad del líquido, cP	0,021

En las Figuras 3A y 3B, el número promedio simulado de rotaciones de fluido en la caja de turbulencia del mezclador comercial dimensionado para los datos de la tabla 1 se muestra como una función de H_s y D_i/D_o para $\alpha=50^\circ$ y $\alpha=0^\circ$ respectivamente. En todos los casos, el mezclador se ha dimensionado para obtener una caída de presión total de 2 psi. Como se puede ver en las Figuras 3A y 3B, el número de rotaciones de fluido en la caja de turbulencia depende en gran medida de α y D_i/D_o . Diseños de mezcladores con D_i/D_o de aproximadamente 2 y α de aproximadamente 50° , como se ve en muchos diseños comerciales de la técnica anterior, sólo dan como resultado aproximadamente media rotación (a H_s de hasta 500 mm) en la caja de turbulencia. Esto es claramente insuficiente para mezclar entre sí las corrientes que ingresan a la caja de turbulencia desde las diferentes tolvas de entrada. D_i/D_o debe maximizarse y α debe minimizarse para maximizar el número de rotaciones de fluido para una altura de mezclador dada y una caída de presión de mezclador dada.

La velocidad de flujo en las entradas a la caja de turbulencia debe ser lo suficientemente alta como para dispersar el líquido en gotitas. Para las condiciones normales de operación en los reactores de hidrotratamiento e hidrocrackeo, se ingresará al régimen de flujo disperso cuando la velocidad del vapor superficial sea mayor que aproximadamente:

$$(a) \quad V_v^{Disperso} = 1,08 \frac{m}{s} \times \sqrt{\frac{\rho_L}{\rho_v}}$$

Donde: $V_v^{Disperso}$ es la velocidad del flujo de vapor superficial que da como resultado un flujo disperso, y ρ_L es la densidad real del líquido en kg/m³, y ρ_v es la densidad real del vapor en kg/m³

La velocidad de flujo del vapor superficial se define como el caudal real de vapor volumétrico a través del canal de flujo dividida por el área de la sección transversal del canal de flujo.

La presente divulgación se refiere a un mezclador de tipo vórtice donde D_i/D_o se ha maximizado y α se acerca a 0° . Además, la velocidad de flujo en las entradas tangenciales del mezclador es lo suficientemente alta para la dispersión del líquido en gotitas, según la ecuación (a) anterior, y el mezclador está construido para evitar obstrucciones de flujo en la caja de turbulencia, como vigas de soporte, y estructuras, conjuntos de bridas, pernos y tuercas.

Las Figuras 4A, 5A y 6A representan estructuras alternativas del dispositivo de mezcla según la presente divulgación. Las figuras se presentan solo para caracterizar la divulgación y las alternativas. Las mismas no pretenden limitar el alcance de los conceptos descritos en esta invención ni servir como dibujos de trabajo. Sin embargo, no debería considerarse que limiten el alcance de la invención. Las dimensiones relativas mostradas por los dibujos no deben considerarse iguales o proporcionales a las realizaciones comerciales.

La Figura 4A es una vista superior de una caja de mezcla 30. La Figura 4B es una vista en sección a lo largo de la línea A-A en la Figura 4A, y la Figura 4C es una vista en sección a lo largo de la línea B-B en la Figura 4A. La caja de mezcla 30 comprende una pared superior circular horizontal 31, una pared inferior circular horizontal o anular 32 y una pared lateral cilíndrica vertical 33. La pared lateral cilíndrica vertical 33 está constituida preferiblemente por una sección de la pared del reactor 14, con el fin de maximizar el diámetro de una caja o cámara de turbulencia 40 definida por la pared superior 31, la pared inferior 32 y la pared lateral 33. La pared superior 31 está provista de aberturas de entrada 34, preferiblemente dos en número. Dentro de la caja de mezcla 30, los deflectores curvos 35 están ubicados para formar dos orificios de entrada (preferiblemente) tangenciales 36. La pared inferior 32 está provista de una abertura de salida central 37 y un vertedero cilíndrico vertical 38. Debajo de la abertura de salida 37 se encuentra una placa de impacto 39.

El flujo previsto a través del dispositivo de mezcla 30 se indica mediante flechas en las Figuras 4A, 4B y 4C. Durante el funcionamiento, el vapor y el líquido que salen del primer lecho catalítico o del lecho catalítico superior 2 fluirán a través de las aberturas de entrada 34. Estos fluidos a continuación darán un giro de 90° y pasarán a través de los orificios de entrada tangenciales 36 y dentro de la caja de turbulencia 40. Puede añadirse fluido de enfriamiento rápido entre el primer lecho catalítico o lecho catalítico superior 2 y las aberturas de entrada 34. La velocidad de flujo en los

orificios de entrada tangenciales 36 es alta y el líquido se dispersa en el vapor. La corriente de los orificios de entrada tangenciales 36 entra en la caja de turbulencia 40 en una dirección tangencial pura (o casi pura). ($\alpha=0^\circ$), y el elevado impulso de la corriente se utiliza para generar un flujo de turbulencia violento en la caja de turbulencia 40, donde las corrientes de los orificios de entrada tangenciales se mezclan eficazmente entre sí. Después de haber formado
5 remolinos en la caja de turbulencia 40, los fluidos fluyen sobre el vertedero 38 y descienden a través de la abertura de salida 37. El líquido todavía tiene una velocidad angular significativa mientras sale de la abertura de salida 37. Esta velocidad angular mejora la dispersión del líquido sobre la bandeja de distribución inferior 12. La placa de impacto 39 asegura que los fluidos salgan del mezclador 30 en una dirección radial hacia fuera. La placa de impacto 39 impide que el mezclador 30 envíe un chorro de alta velocidad directamente hacia la bandeja de distribución inferior 12. Tal
10 chorro perturbaría el nivel de líquido en la bandeja de distribución inferior 12 y arrastraría el líquido. La placa de impacto 39 mejorará aún más la dispersión del líquido a través de la sección transversal del reactor antes de que los fluidos se encuentren con la bandeja de distribución inferior 12.

Los deflectores 35 en el dispositivo de mezcla 30 pueden tener muchas formas diferentes. Pueden ser semicirculares,
15 ovalados, rectos, curvos, angulados, etc. No es necesario que los deflectores sean puramente verticales, pero es suficiente que los deflectores tengan una componente vertical. Las aberturas de entrada y salida 34 y 37 también pueden tener diferentes formas, tales como elipsoidal, circular, rectangular, triangular, etc. Puede haber una o más aberturas de entrada y aberturas de salida, respectivamente. La sección transversal horizontal del propio dispositivo de mezcla 30 puede tener cualquier forma. La misma puede ser circular como para el mezclador de la Figura 4A.
20 También puede ser elipsoidal, triangular, rectangular, poligonal, etc. Se prefiere una forma circular o poligonal con muchos lados para minimizar la resistencia al flujo para el movimiento del fluido en remolino y así maximizar el número de rotaciones del fluido en la caja de turbulencia.

El vertedero cilíndrico vertical 38 en la Figura 4A puede tener diferentes formas, tales como elipsoidal, circular,
25 rectangular, triangular, poligonal, etc., y puede estar provisto de perforaciones o aberturas. El borde superior del vertedero 38 debe ser recto y puede estar provisto de orificios, ranuras, muescas, etc. El uso de un vertedero 38 normalmente mejora la capacidad de reducción del mezclador, pero el vertedero 38 puede excluirse para simplificar el diseño.

30 Como se ha mencionado, el fluido de enfriamiento puede inyectarse corriente arriba de las aberturas de entrada 34. Sin embargo, para reducir la altura total del reactor, el fluido de enfriamiento también se puede inyectar corriente abajo de las aberturas de entrada, entre la placa superior 31 y la placa inferior 32.

Un ejemplo de un mezclador, según la presente divulgación, con un orificio de entrada tangencial, con inyección de
35 fluido de enfriamiento entre las placas superior e inferior, con deflectores en ángulo y sin vertedero cilíndrico vertical en la abertura de salida, se muestra en Figuras 5A, 5B y 5C. La Figura 5A es una vista superior de un dispositivo de mezcla 50. La Figura 5B es una vista en sección a lo largo de la línea A-A en la Figura 5A y la Figura 5C es una vista en sección a lo largo de la línea B-B en la Figura 5A. El dispositivo de mezcla 50 comprende una pared superior circular horizontal 51, una pared inferior circular horizontal 52 y una pared lateral cilíndrica vertical 53. La pared lateral cilíndrica
40 vertical 53 está constituida preferiblemente por una sección de la pared del reactor 14, con el fin de maximizar el diámetro de una caja o cámara de turbulencia 59 definida por la pared superior 51, la pared inferior 52 y la pared lateral 53. La pared superior 51 está provista de una abertura de entrada 54. Dentro del dispositivo de mezcla 50, los deflectores en ángulo 55 están ubicados para formar un único orificio de entrada tangencial 56. Un distribuidor de fluido de enfriamiento perforado 60 está situado entre la pared superior 51 y la pared inferior 52 corriente arriba del
45 orificio de entrada tangencial 56. La pared inferior está provista de una abertura de salida central 57. Una placa de impacto 58 se encuentra debajo de la abertura de salida 57.

La ventaja de utilizar un solo orificio de entrada tangencial 56 es que toda la corriente del procedimiento entra en contacto en este orificio de entrada. Por tanto, las diferencias de temperatura y composición química se pueden
50 equilibrar mucho más eficazmente que en mezcladores con varios orificios de entrada paralelos, en los que la corriente del procedimiento no entra en contacto en el orificio de entrada, sino solo más tarde en la caja de turbulencia.

El flujo previsto a través del dispositivo 50 se indica mediante flechas en las Figuras 5A, 5B y 5C. Durante el funcionamiento, el vapor y el líquido que salen del primer lecho catalítico o del lecho catalítico superior 2 fluirán a
55 través de las aberturas de entrada 54. A continuación, los fluidos darán un giro de 90° . El fluido de enfriamiento rápido se inyecta a través de un distribuidor de fluido de enfriamiento 60. Después de que se haya añadido el fluido de enfriamiento rápido, toda la corriente de procedimiento fluirá a través del orificio de entrada tangencial 56 y dentro de la caja de turbulencia 59 a alta velocidad y con la dispersión del líquido en gotitas. La corriente desde el orificio de entrada tangencial 56 entra en la caja de turbulencia 59 en una dirección casi tangencial ($\alpha \approx 0^\circ$), y el elevado impulso
60 de la corriente se utiliza para generar un flujo de turbulencia violento en la caja de turbulencia 59. Después de haber formado remolinos en la caja de turbulencia, los fluidos fluyen a través de la abertura de salida 57. El líquido todavía tiene una velocidad angular significativa mientras sale de la abertura de salida 57. Esta velocidad angular mejora la dispersión del líquido sobre la bandeja de distribución inferior 12. La placa de impacto 58 asegura que los fluidos salgan del mezclador en una dirección radial hacia fuera. La placa de impacto 58 impide que el mezclador envíe un
65 chorro de alta velocidad directamente hacia la bandeja de distribución inferior 12. Tal chorro perturbaría el nivel de líquido en la bandeja de distribución inferior 12 y arrastraría el líquido. La placa de impacto 58 mejorará aún más la

dispersión del líquido a través de la sección transversal del reactor antes de que los fluidos se encuentren con la bandeja de distribución inferior 12.

La placa de impacto 39, 58 se muestra como una placa sólida en las Figuras 4B y 5B, respectivamente. La placa de impacto puede tener cualquier forma, como circular, elipsoidal, rectangular, poligonal, etc. No es necesario que la placa de impacto sea plana. Puede usarse una placa de impacto no plana. La placa puede estar provista de perforaciones, aberturas, chimeneas y/o vertederos para la distribución aproximada del líquido a la bandeja de distribución inferior 12, siempre que la placa de impacto frene efectivamente la alta velocidad de los fluidos que salen del mezclador. Una placa de impacto cóncava a menudo puede reducir la altura requerida entre el dispositivo de mezcla 8 y la bandeja de distribución inferior 12 en la Figura 1B. La razón es que para una altura dada entre el dispositivo de mezcla 8 y la bandeja de distribución inferior 12, una placa de impacto cóncava puede proporcionar un área de flujo más grande para el flujo radial hacia afuera debajo del borde de la abertura de salida y, al mismo tiempo, un área de flujo más grande para el flujo radial hacia dentro por debajo del borde de la placa de impacto. Se requieren grandes áreas de flujo en estos lugares para minimizar las diferencias de presión en el espacio de vapor por encima de la bandeja de distribución inferior 12 y para permitir la separación del vapor y el líquido en la bandeja de distribución inferior 12.

Las formas de los orificios de entrada tangenciales 36 en la Figura 4C y 56 en la Figura 5C se muestran como rectangulares. Los orificios de entrada tangenciales pueden tener muchas formas diferentes, como elipsoidal, circular, rectangular, triangular, poligonal, etc. Además, el orificio de entrada tangencial no necesita ocupar toda la altura entre la placa superior 31, 51 y la placa inferior 32, 52.

Un ejemplo de un mezclador, según la presente divulgación, donde los orificios de entrada tangenciales no ocupan toda la altura entre la placa superior y la placa inferior se muestra en las Figuras 6A, 6B y 6C. La Figura 6A es una vista superior de un dispositivo de mezcla 70. La Figura 6B es una vista en sección a lo largo de la línea A-A en la Figura 6A y la Figura 6C es una vista en sección a lo largo de la línea B-B en la Figura 6A. El dispositivo de mezcla 70 comprende una pared superior circular horizontal 71, una pared inferior circular horizontal 72 y una pared lateral cilíndrica vertical 73. La pared lateral cilíndrica vertical 73 está constituida preferiblemente por una sección de la pared del reactor 14, con el fin de maximizar el diámetro de una caja o cámara de turbulencia 82 definida por la pared superior 71, la pared inferior 72 y la pared lateral 73. La pared superior 71 está provista de cuatro aberturas de entrada 74. Dentro del dispositivo de mezcla 70, las paredes curvas 75, las paredes inferiores 76 y las paredes inclinadas 77 están ubicadas para formar cuatro orificios de entrada tangenciales 78. La pared inferior 72 está provista de una abertura de salida central 79 y un vertedero cilíndrico vertical 80. Una placa de impacto cóncava y perforada 81 se encuentra debajo de la abertura de salida 79.

El flujo previsto a través del dispositivo 70 se indica mediante flechas en las Figuras 6A, 6B y 6C. Durante el funcionamiento, el vapor y el líquido que salen del primer lecho catalítico o del lecho catalítico superior 2 fluirán a través de las aberturas de entrada 74. Los fluidos a continuación darán un giro de 90° y pasarán a través de los orificios de entrada tangenciales 78 y dentro de la caja de turbulencia 82. Puede añadirse fluido de enfriamiento rápido entre el primer lecho catalítico o lecho catalítico superior 2 y las aberturas de entrada 74. La velocidad de flujo en los orificios de entrada tangenciales 78 es alta y el líquido se dispersa en el vapor. La corriente de los orificios de entrada tangenciales 78 entra en la caja de turbulencia 82 en una dirección tangencial pura (o casi pura). ($\alpha=0^\circ$), y el elevado impulso de la corriente se utiliza para generar un flujo de turbulencia violento en la caja de turbulencia 82, donde las corrientes de los orificios de entrada tangenciales 78 se mezclan eficazmente entre sí. Después de haber formado remolinos en la caja de turbulencia 82, los fluidos fluyen sobre el vertedero 80 y descienden a través de la abertura de salida 79. El líquido todavía tiene una velocidad angular significativa mientras sale de la abertura de salida 79. Esta velocidad angular mejora la dispersión del líquido sobre la bandeja de distribución inferior 12. La placa de impacto 81 asegura que los fluidos salgan del mezclador 70 en una dirección radial hacia fuera. La placa de impacto 81 impide que el mezclador 70 envíe un chorro de alta velocidad directamente hacia la bandeja de distribución inferior 12. Tal chorro perturbaría el nivel de líquido en la bandeja de distribución inferior 12 y arrastraría el líquido. La placa de impacto 81 mejorará aún más la dispersión del líquido a través de la sección transversal del reactor antes de que los fluidos se encuentren con la bandeja de distribución inferior 12.

Haciendo referencia nuevamente a las Figuras 1A y 1B, el sistema de soporte del catalizador comprende la pantalla del catalizador 6 y las vigas de soporte 7. El sistema de soporte del catalizador y el dispositivo de mezcla 8 se muestran como estructuras separadas. Sin embargo, el dispositivo de mezcla 8 de la presente divulgación puede construirse como una parte integral del sistema de soporte del catalizador 6, 7.

La caja de mezcla en sí misma normalmente requiere vigas de soporte u otras estructuras para absorber las fuerzas causadas por la caída de presión a través de la caja de mezcla. Estas vigas o estructuras de soporte no se muestran en ninguna de las figuras, pero pueden estar ubicadas encima o debajo de la caja de mezcla, o pueden ser una parte integral de la caja de mezcla y de los deflectores de flujo.

Para cualquiera de las realizaciones de la presente divulgación, se pueden proporcionar orificios de drenaje de baja capacidad.

Las placas de metal que se utilizan para fabricar los mezcladores 30, 50 y 70 pueden ser unitarias, pero normalmente están ensambladas con varias secciones de placa para permitir el paso de las piezas a través de la boquilla de entrada 4. Normalmente, el mezclador comprenderá varias secciones para facilitar el acceso durante los procedimientos de inspección y limpieza, y para proporcionar acceso humano a través de la caja de mezcla 30, 50 y 70.

Las cajas de mezcla 30, 50 y 70 están típicamente cerca de la horizontal, lo que significa que la inclinación total de las cajas de mezcla de un lado a otro del reactor 1 es pequeña. El diámetro de las cajas de mezcla 30, 50 y 70 está típicamente entre el 50% y el 100% del diámetro interior del reactor 1, preferiblemente lo más grande posible y preferiblemente 100%. El área de la sección transversal combinada de los orificios de entrada tangenciales se selecciona para obtener una velocidad de flujo de vapor superficial superior a $V_v^{Disperso}$ definido en la ecuación anterior (a). El ángulo α entre la dirección del flujo en el orificio de entrada y la dirección tangencial es típicamente menor de 25° y preferiblemente cercano a 0° . La relación entre el diámetro de entrada y el diámetro de la abertura de salida D_i/D_o es típicamente mayor que 2, y preferiblemente mayor que 3. La altura de la caja de turbulencia H_s se selecciona para lograr al menos una rotación promedio completa de fluido en la caja de turbulencia (360°), y preferiblemente al menos 1,5 rotaciones promedio de fluido (540°). La altura de la caja de turbulencia H_s puede variar desde menos de 100 mm para reactores de pequeño diámetro hasta más de 500 mm o reactores de gran diámetro.

REIVINDICACIONES

1. Un procedimiento para mezclar vapor y líquido que fluyen simultáneamente en un reactor catalítico (1) entre un lecho catalítico superior (2) y un lecho catalizador inferior (3) del mismo, comprendiendo el procedimiento las etapas de:
 - proporcionar una caja de turbulencia (40, 59, 82) que comprende una pared superior (31, 51, 71), una pared lateral (14, 33, 53, 73) y una pared inferior (32, 52, 72) con una abertura de salida (37, 57, 79); y
 - proporcionar uno o más pasajes para conducir el flujo concurrente de dicho vapor y líquido en dicho reactor (1) desde el espacio sobre dicha caja de turbulencia (40, 59, 82) y dentro de dicha caja de turbulencia (40, 59, 82); y
 - proporcionar uno o más orificios de entrada tangenciales (36, 56, 78) ubicados en dichos pasajes para que dicho vapor y líquido entren en dicha caja de turbulencia (40, 59, 82); y
 - hacer pasar dicho vapor y líquido desde el espacio por encima de dicha caja de turbulencia (40, 59, 82) a través de dicho uno o más orificios de entrada tangenciales (36, 56, 78) y dentro de dicha caja de turbulencia (40, 59, 82) en dicha pared lateral (14, 33, 53, 73) y en una dirección cercana a la dirección del flujo de los fluidos en turbulencia dentro de la caja de turbulencia (40, 59, 82) adyacente al orificio u orificios de entrada tangencial(es) (36, 56, 78); donde el ángulo entre el vector de velocidad de flujo en dichos orificios de entrada tangenciales (36, 56, 78) y la dirección de flujo de los fluidos en turbulencia dentro de la caja de turbulencia (40, 59, 82) adyacente a los orificios de entrada tangenciales (36, 56, 78) se define como α y donde $\alpha < 25^\circ$, y
 - donde la distancia desde el centro de dicho orificio u orificios de entrada tangencial(es) (36, 56, 78) al centro de dicha abertura de salida (37, 57, 79) es mayor que dos veces la distancia desde el centro de dicha abertura de salida (37, 57, 79) hasta el borde de dicha abertura de salida (37, 57, 79), y
 - donde dicho(s) orificio(s) de entrada tangencial(es) (36, 56, 78) tiene(n) un área de paso con relación al caudal de dicho vapor que la velocidad superficial del flujo de vapor en el (los) orificio(s) de entrada tangencial(es) (36, 56, 78) excede $V_{v, \text{Disperso}}$ como se define en la ecuación (a)
$$(a) \quad V_{v, \text{Disperso}} = 1,08 \frac{m}{s} \times \sqrt{\frac{\rho_L}{\rho_v}}$$

donde: $V_{v, \text{Disperso}}$ es la velocidad del flujo de vapor superficial que resulta en un flujo disperso, y ρ_L es la densidad real del líquido en kg/m^3 , y ρ_v es la densidad real del vapor en kg/m^3

 - durante al menos una fase operativa de dicho reactor (1), para la dispersión del líquido en el vapor y/o el vapor en el líquido y para introducir un flujo de remolino dentro de dicha caja de turbulencia (40, 59, 82), y
 - permitir que dicho vapor y líquido giren alrededor de dicha abertura de salida (37, 57, 79) para obtener dicha mezcla; y
 - pasar dicho vapor y líquido desde dicha caja de turbulencia (40, 59, 82) a través de dicha abertura de salida (37, 57, 79) hasta el espacio debajo de dicha caja de turbulencia (40, 59, 82).
2. Un procedimiento según la reivindicación 1, donde dicha pared lateral (14, 33, 53, 73) y dichos orificios de entrada tangenciales (36, 56, 78) están ubicados en la pared exterior (14) de dicho reactor catalítico (1) para maximizar la distancia desde dicho orificio de entrada tangencial (36, 56, 78) a dicha abertura de salida (37, 57, 79) para aumentar el número de rotaciones de fluido en dicha caja de turbulencia (40, 59, 82).
3. Un procedimiento según la reivindicación 1 o la reivindicación 2, donde dicha pared lateral (14, 33, 53, 73) es una sección de la pared exterior (14) de dicho reactor catalítico (1) y dichos orificios de entrada tangenciales (36, 56, 78) se encuentran adyacentes a dicha pared exterior (14) de dicho reactor catalítico (1) con el fin de incrementar el número de rotaciones de fluido en dicha caja de turbulencia (40, 59, 82).
4. Un procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones 1-3, donde dicha caja de turbulencia (40, 59, 82) está dimensionada para permitir que dicho vapor y líquido giren al menos 360° en promedio alrededor de dicha abertura de salida (37, 57, 79) antes de que dicho vapor y líquido salgan de dicha caja de turbulencia (40, 59, 82) a través de dicha abertura de salida (37, 57, 79) con el fin de mezclar el vapor y el líquido que entran en dicha caja de turbulencia (40, 59, 82) a través de diferentes orificios de entrada (36, 56, 78) entre sí, y preferiblemente donde dicha caja de turbulencia (40, 59, 82) está dimensionada para permitir que dicho vapor y líquido giren al menos 540° .
5. Un procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones 1-4, donde un vertedero vertical (38, 80) se une al borde de dicha abertura de salida (37, 57, 79) y se extiende hacia arriba en dicha caja de turbulencia (40, 59, 82).
6. Un procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones 1-5 donde dicha pared superior (31, 51, 71) y dicha pared inferior (32, 52, 72) son horizontales y dicha pared lateral (14, 33, 53, 73) es vertical.
7. Un procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones 1-6 donde una placa de impacto (39, 58, 81) está ubicada debajo de dicha abertura de salida (37, 57, 79) para descomponer la alta velocidad de la corriente de vapor y líquido que sale de dicha caja de turbulencia (40, 59, 82) a través de dicha abertura de salida (37, 57, 79), y

preferiblemente donde dicha placa de impacto (39, 58, 81) está provista de perforaciones, aberturas, chimeneas y/o vertederos para mejorar la distribución aproximada del líquido a la bandeja distribuidora final (12), y además preferiblemente alternativamente donde dicha placa de impacto (81) es cóncava con el fin de aumentar el área para el flujo radial hacia afuera de dicho vapor y líquido por debajo del borde de dicha abertura de salida (79) y con el fin de aumentar el área para el flujo radial hacia dentro de dicho vapor y líquido por debajo del borde de dicha placa de impacto (81).

8. Un procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones 1-7 donde $\alpha < 15^\circ$, y preferiblemente donde $\alpha < 10^\circ$ y aún más preferiblemente donde $\alpha < 5^\circ$.

9. Un reactor catalítico (1) que comprende un dispositivo mezclador (8, 30, 50, 70) dispuesto entre un lecho catalítico superior (2) y un lecho catalítico inferior (3) del mismo para mezclar vapor y líquido que fluyen simultáneamente dentro de dicho reactor (1) a través de dichos lechos de catalizador superpuestos mutuamente (2, 3), comprendiendo dicho dispositivo de mezcla (8, 30, 50, 70):

una caja de turbulencia (40, 59, 82) que comprende una pared superior (31, 51, 71), una pared lateral (14, 33, 53, 73) y una pared inferior (32, 52, 72); y

uno o más pasajes para conducir el flujo concurrente de dicho vapor y líquido en dicho reactor (1) desde el espacio por encima de dicha caja de turbulencia (40, 59, 82) y dentro de dicha caja de turbulencia (40, 59, 82); y

uno o más orificios de entrada tangenciales (36, 56, 78) ubicados en dichos pasajes en la pared lateral para la inyección a alta velocidad de dicho vapor y líquido en dicha caja de turbulencia (40, 59, 82); teniendo dichos orificios de entrada tangencial (36, 56, 78) tal área de flujo en relación con el caudal de dicho vapor que la velocidad de flujo del vapor superficial en dichos orificios de entrada tangencial (36, 56, 78) excede V_v^{Disperso} como se define en la ecuación (a)

$$(a) \quad V_v^{\text{Disperso}} = 1,08 \frac{m}{s} \times \sqrt{\frac{\rho_L}{\rho_v}}$$

donde: V_v^{Disperso} es la velocidad del flujo del vapor superficial que resulta en un flujo disperso, y

ρ_L es la densidad real del líquido en kg/m^3 , y

ρ_v es la densidad real del vapor en kg/m^3

durante al menos una fase operativa de dicho reactor (1), para la dispersión del líquido en el vapor y/o el vapor en el líquido, y para introducir un flujo de remolino dentro de dicha caja de turbulencia (40, 59, 82) el vector de velocidad de flujo de dicho vapor y líquido en dichos orificios de entrada tangenciales (36, 56, 78) en dicha pared lateral tiene una dirección cercana a la dirección de flujo de los fluidos en turbulencia dentro de la caja de turbulencia adyacente al orificio de entrada tangencial (36, 56, 78); donde el ángulo entre dicho vector de velocidad de flujo en dichos orificios de entrada tangenciales (36, 56, 78) y la dirección de flujo de los fluidos dentro de la caja de turbulencia (40, 59, 82) se define como α y donde $\alpha < 25^\circ$, y

una abertura de salida (37, 57, 79) en dicha pared inferior (32, 52, 72) para conducir el flujo concurrente de dicho vapor y líquido en dicho reactor (1) desde dicha caja de turbulencia (40, 59, 82) al espacio debajo de dicha caja de turbulencia (40, 59, 82); y

donde la distancia desde el centro de dichos orificios de entrada tangencial (36, 56, 78) al centro de dicha abertura de salida (37, 57, 79) es mayor que dos veces la distancia desde el centro de dicha abertura de salida (37, 57, 79) hasta el borde de dicha abertura de salida (37, 57, 79).

10. Un reactor catalítico (1) según la reivindicación 9, donde la distancia desde el centro de dichos orificios de entrada tangenciales (36, 56, 78) al centro de dicha abertura de salida (37, 57, 79) es mayor que dos veces y media la distancia desde el centro de dicha abertura de salida (37, 57, 79) hasta el borde de dicha abertura de salida (37, 57, 79), y más preferiblemente donde la distancia desde el centro de dichos orificios de entrada tangenciales (36, 56, 78) al centro de dicha abertura de salida (37, 57, 79) es mayor que tres veces la distancia desde el centro de dicha abertura de salida (37, 57, 79) al borde de dicha abertura de salida (37, 57, 79).

11. Un reactor catalítico (1) según cualquiera de las reivindicaciones 9-10, donde un vertedero vertical (38, 80) está unido al borde de la abertura de salida (37, 57, 79) y se extiende hacia arriba y hacia dentro de dicha caja de turbulencia (40, 59, 82).

12. Un reactor catalítico (1) según cualquiera de las reivindicaciones 9-11 donde dicha pared superior (31, 51, 71) y dicha pared inferior (32, 52, 72) son horizontales y dicha pared lateral (14, 33, 53, 73) es vertical.

13. Un reactor catalítico (1) según cualquiera de las reivindicaciones 9-12, donde dicha abertura de salida (37, 57, 79) es circular.

14. Un reactor catalítico (1) según cualquiera de las reivindicaciones 9-13, donde dicha pared superior (31, 51, 71) y dicha pared inferior (32, 52, 72) son circulares.

15. Un reactor catalítico (1) según cualquiera de las reivindicaciones 9-14, donde dicha pared lateral (14, 33, 53, 73) es cilíndrica.

16. Un reactor catalítico (1) según cualquiera de las reivindicaciones 9 a 15, donde dicha pared lateral (14, 33, 53, 73) es una sección de la pared exterior de dicho reactor (1).

5 17. Un reactor catalítico (1) según la reivindicación 13, donde los orificios de entrada tangenciales (36, 56, 78) están situados en un círculo de un diámetro D_i , y donde la abertura de salida circular (37, 57, 79) tiene un diámetro D_o y donde la relación D_i/D_o es mayor que 2, y preferiblemente donde los orificios de entrada tangenciales (36, 56, 78) están ubicados en un círculo de un diámetro, D_i , y donde la abertura de salida circular (37, 57, 79) tiene un diámetro D_o y donde la relación D_i/D_o es mayor que 2,5, y más preferiblemente donde los orificios de entrada tangenciales (36, 10 56, 78) están situados en un círculo de un diámetro, D_i , y donde tiene la abertura circular de salida (37, 57, 79) tiene un diámetro D_o y donde la relación D_i/D_o es mayor que 3.

18. Un reactor catalítico (1) según las reivindicaciones 9-17 que comprende una placa de impacto (39, 58, 81) debajo de dicha abertura de salida (37, 57, 79) para descomponer la alta velocidad de la corriente que sale del 15 mezclador, y preferiblemente donde dicha placa de impacto (39, 58, 81) está provista de perforaciones, aberturas, chimeneas y/o vertederos para mejorar la distribución aproximada del líquido a la bandeja distribuidora final (12), y además preferiblemente o alternativamente donde dicha placa de impacto (39, 58, 81) es cóncava con el fin de aumentar el área para el flujo radial hacia afuera de dicho vapor y líquido por debajo del borde de dicha abertura de salida (37, 57, 79) y con el fin de aumentar el área para el flujo radial hacia dentro de dicho vapor y líquido por debajo 20 del borde de dicha placa de impacto (39, 58, 81).

19. Un reactor catalítico (1) según cualquiera de las reivindicaciones 9-18, donde dicho reactor catalítico (1) es un reactor de hidroprocesamiento vertical con un flujo concurrente descendente de vapor y líquido donde los 25 hidrocarburos reaccionan con gas rico en hidrógeno en presencia de un catalizador de hidroprocesamiento.

20. Un reactor catalítico (1) según cualquiera de las reivindicaciones 9-19, donde $\alpha < 15^\circ$, y preferiblemente donde $\alpha < 10^\circ$ y aún más preferiblemente donde $\alpha < 5^\circ$.

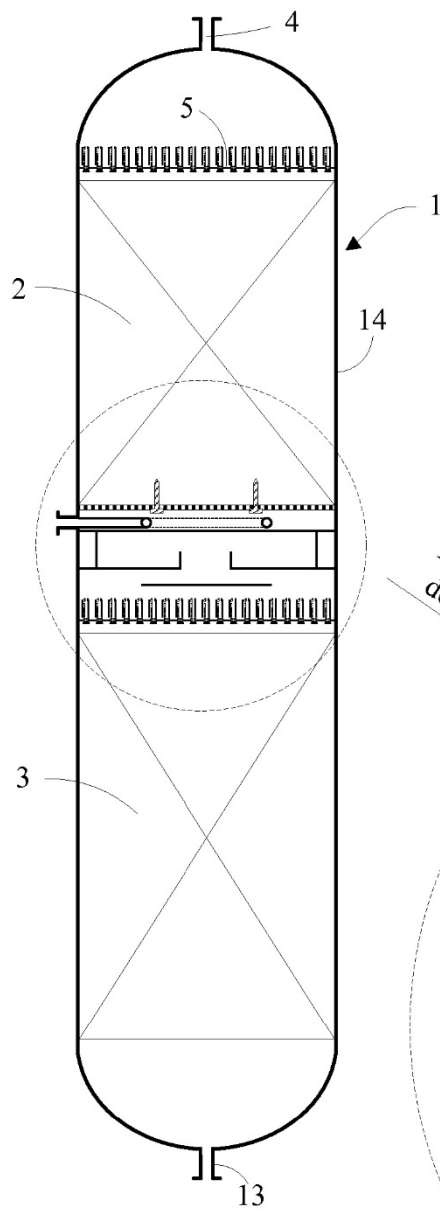


FIG. 1A

Ampliación
de sección

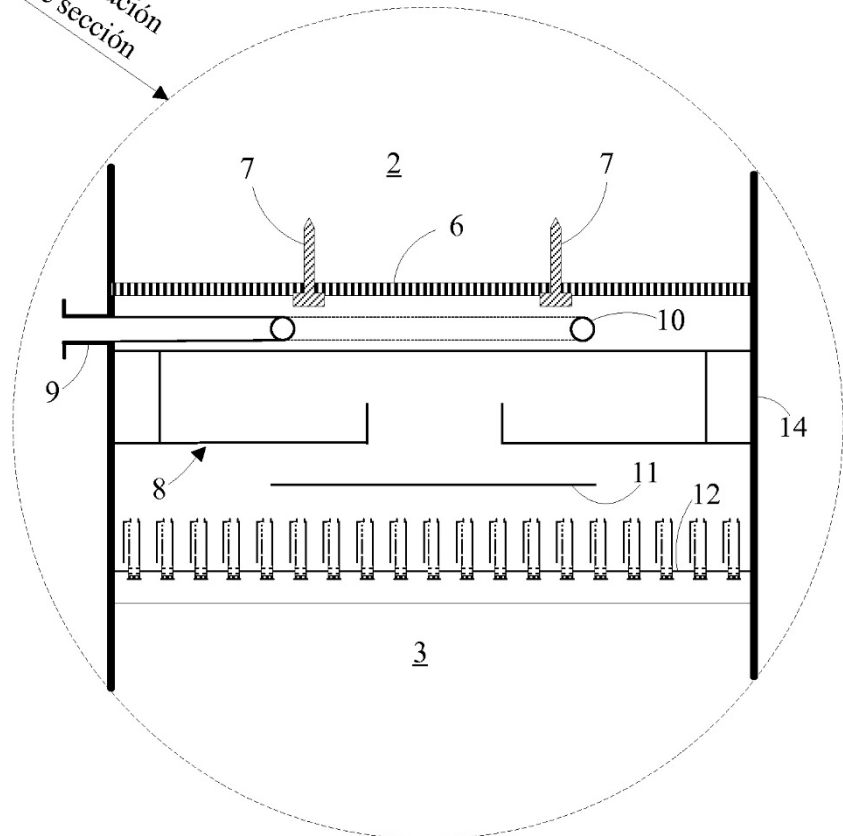


FIG. 1B

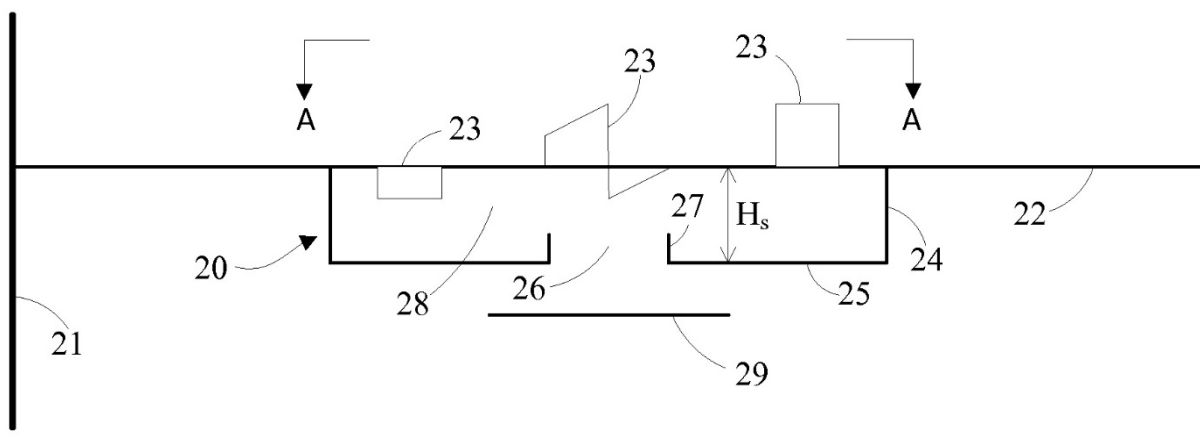


FIG. 2A (TÉCNICA ANTERIOR)

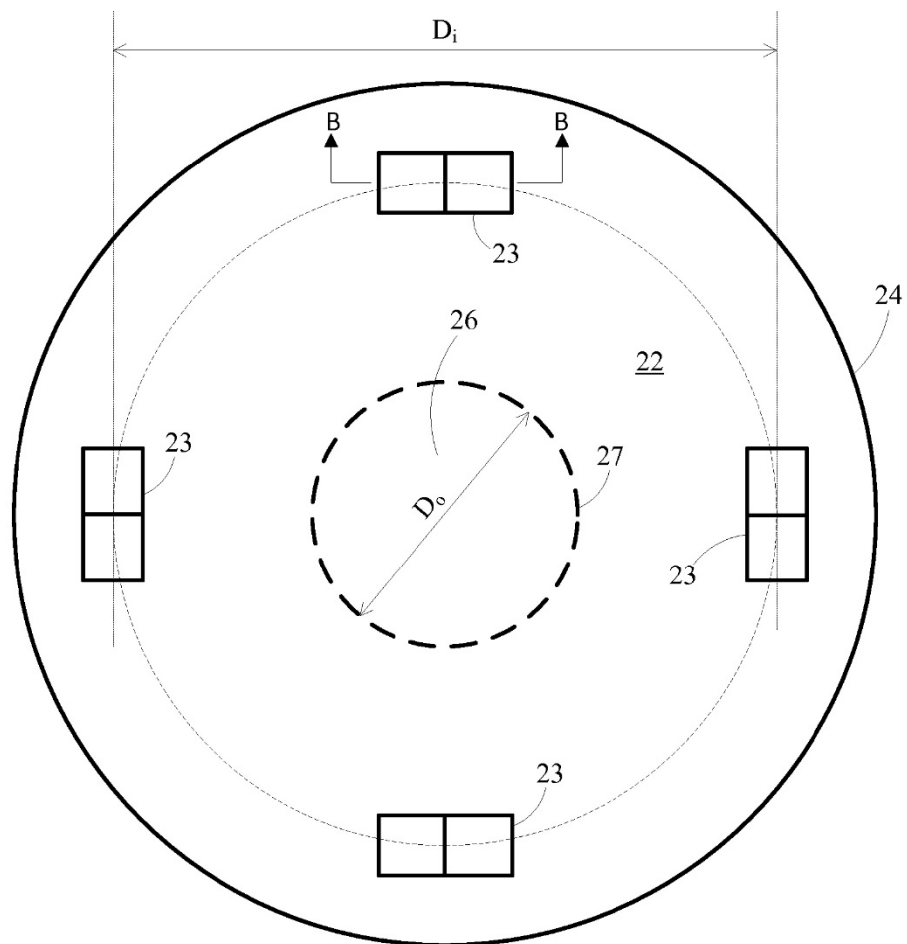


FIG. 2B (TÉCNICA ANTERIOR, VISTA A-A)

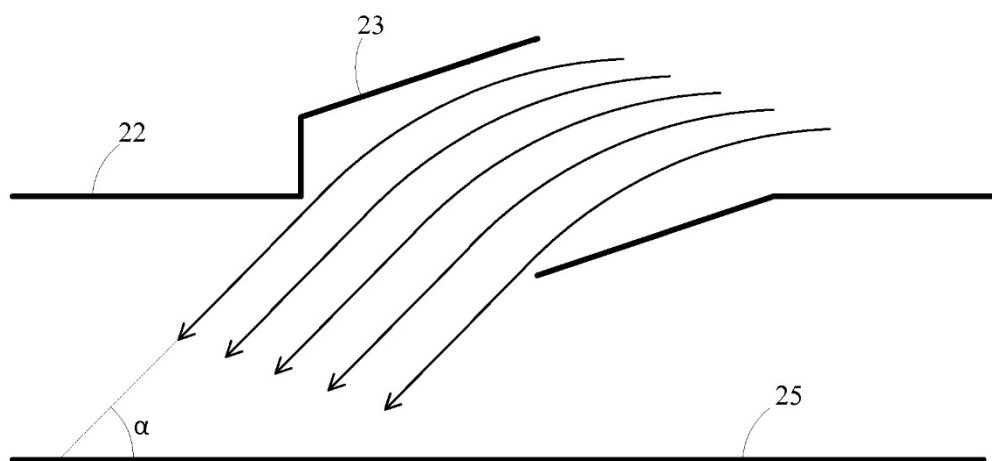


FIG. 2C (TÉCNICA ANTERIOR, SECCIÓN B-B)

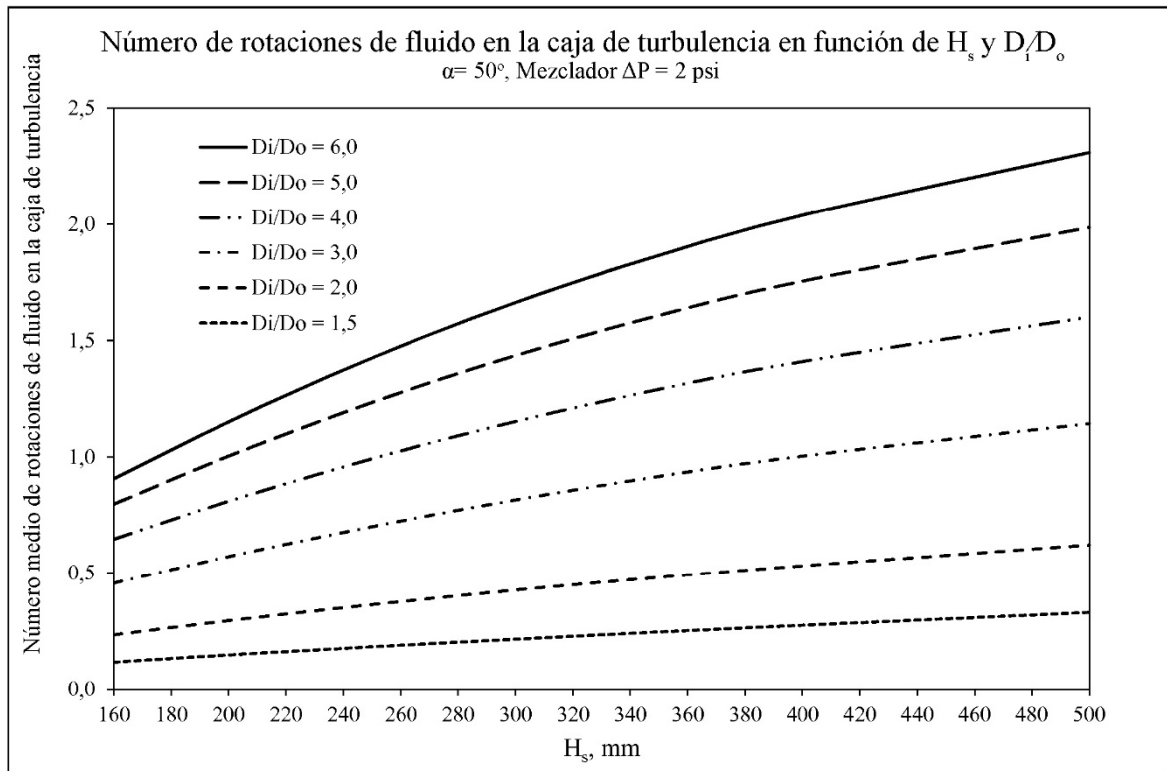


FIG. 3A

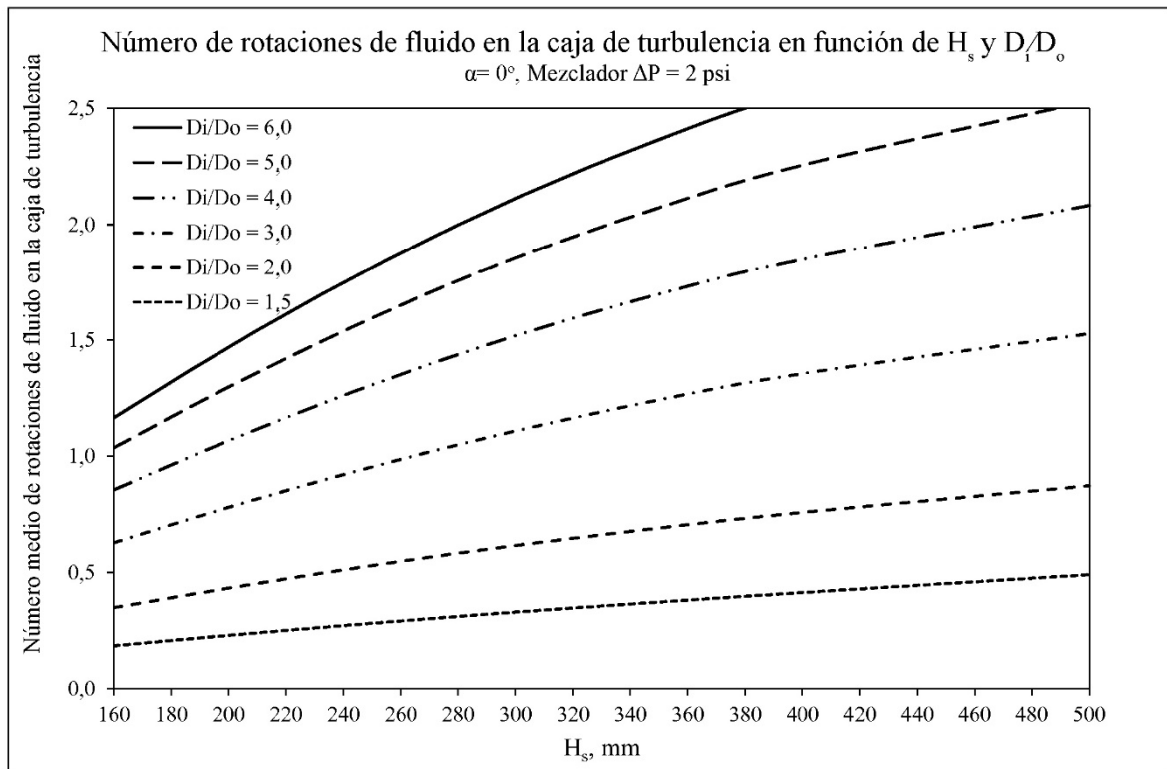


FIG. 3B

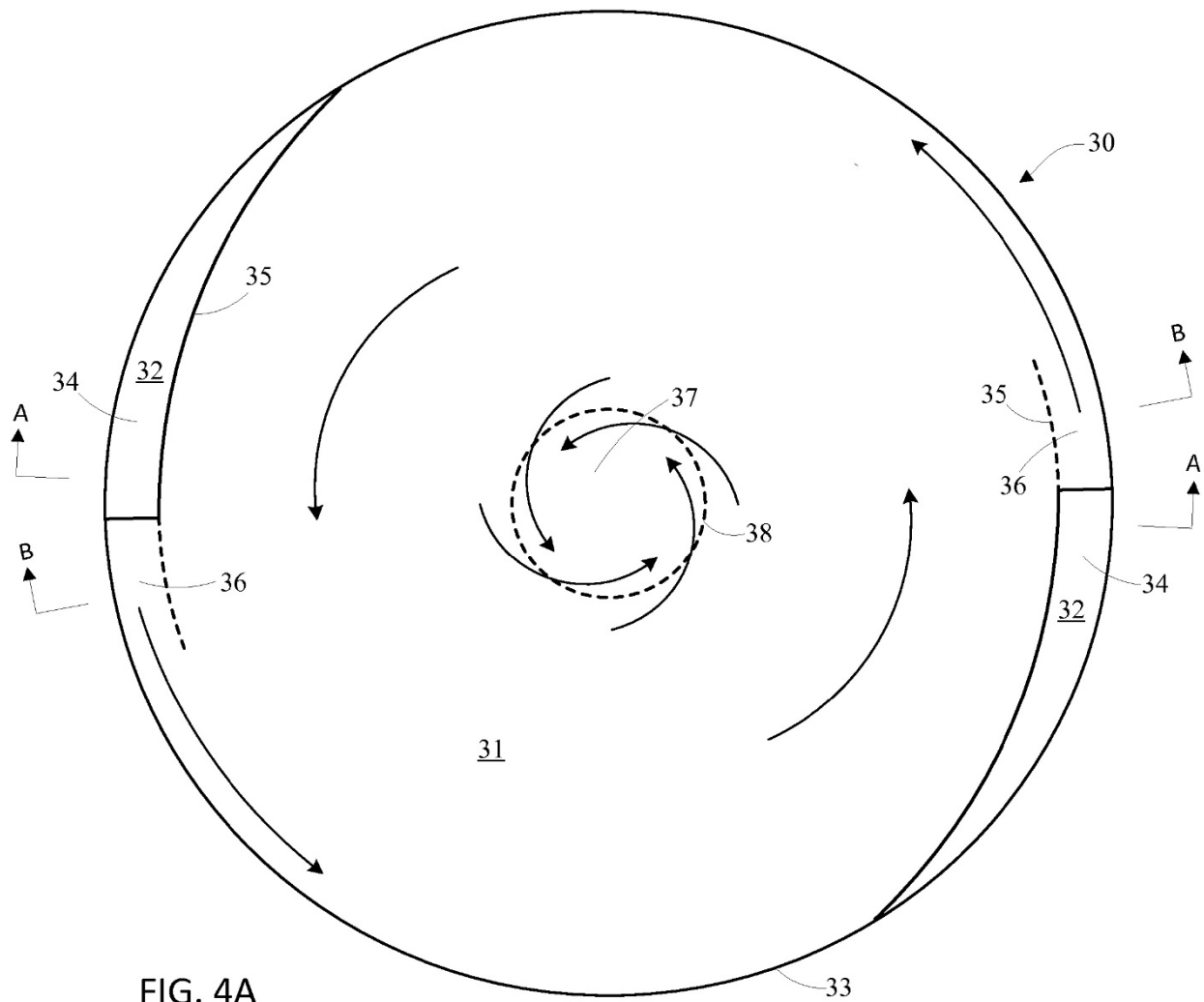


FIG. 4A

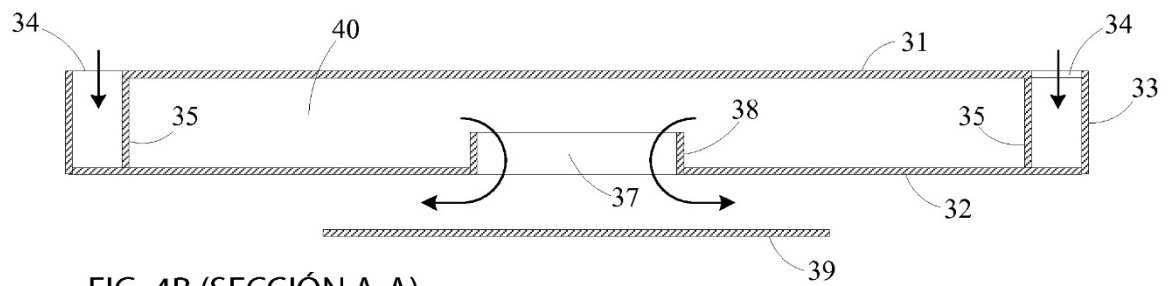


FIG. 4B (SECCIÓN A-A)

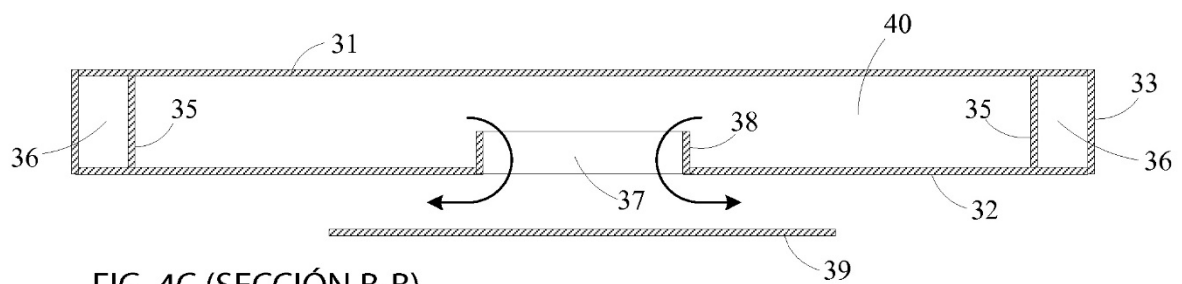


FIG. 4C (SECCIÓN B-B)

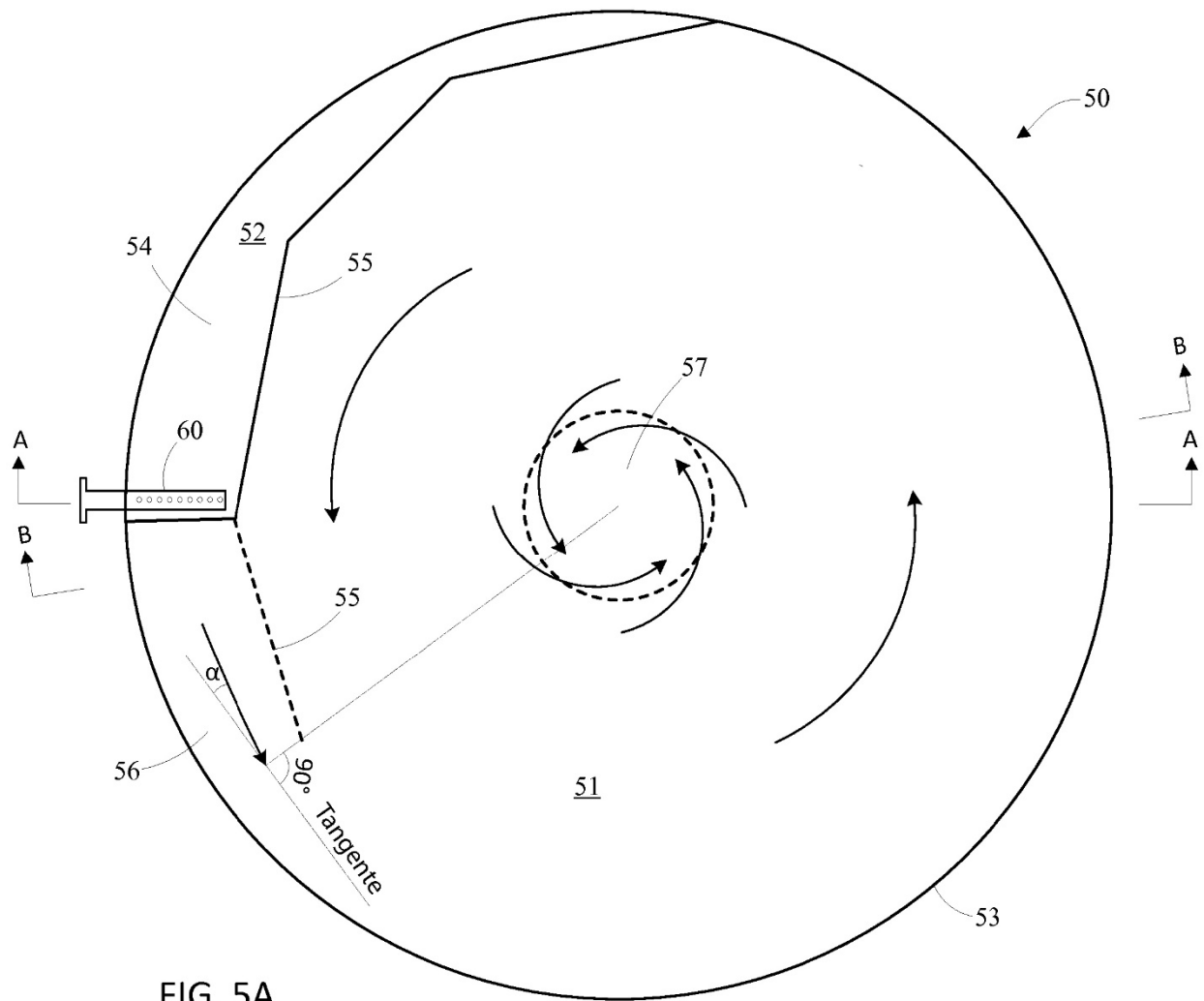


FIG. 5A

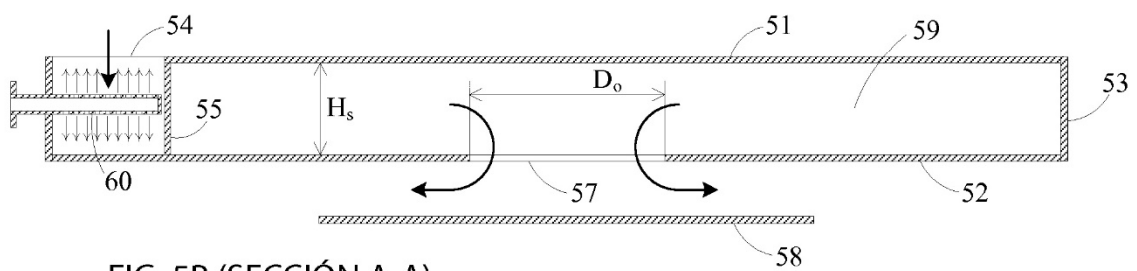


FIG. 5B (SECCIÓN A-A)

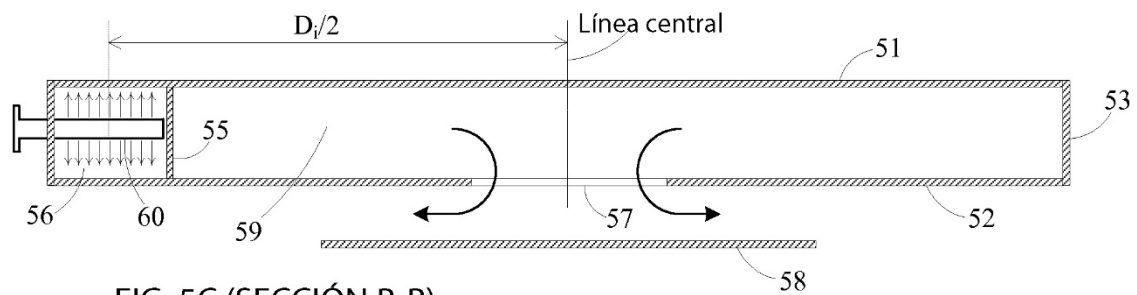


FIG. 5C (SECCIÓN B-B)

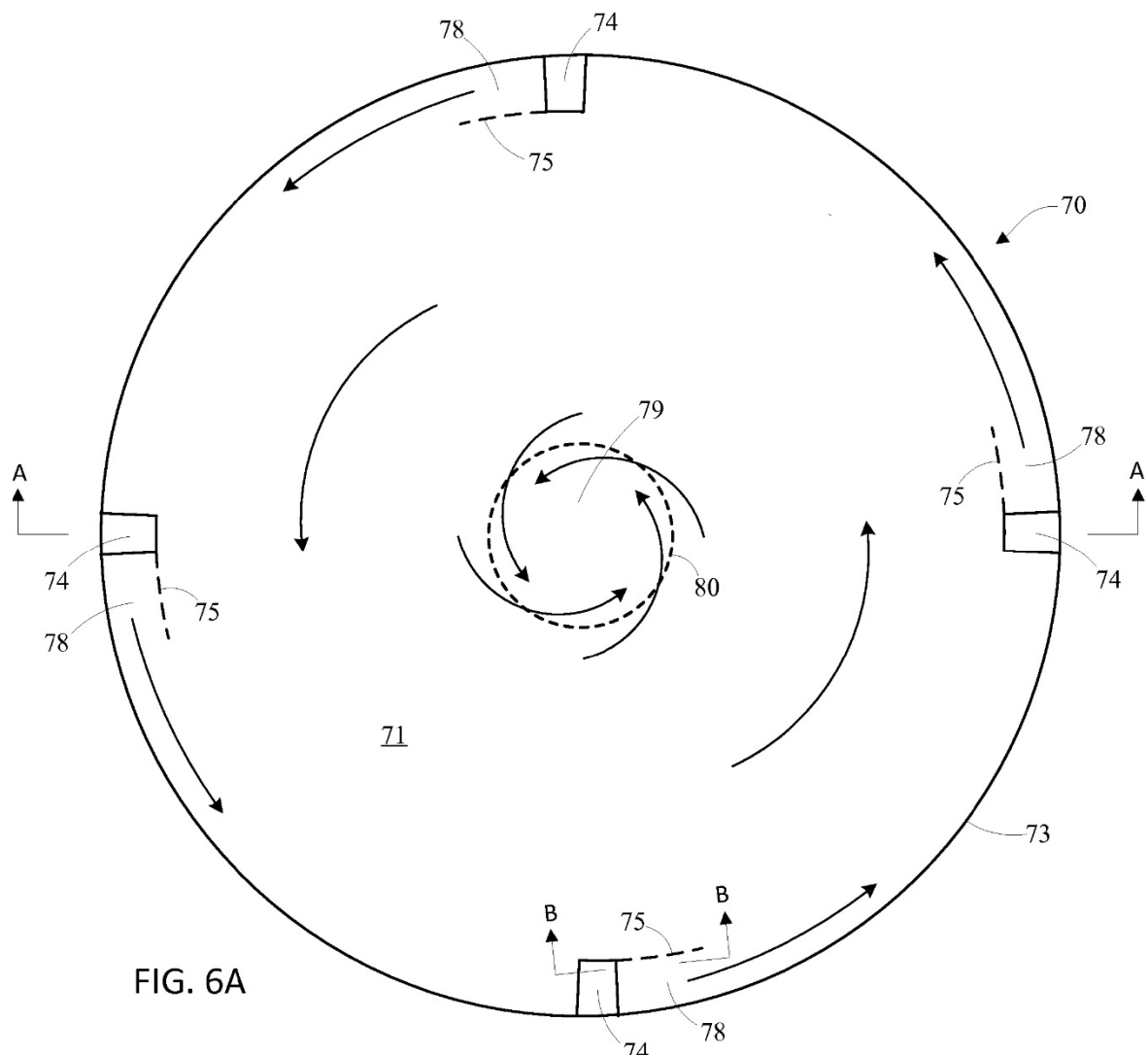


FIG. 6A

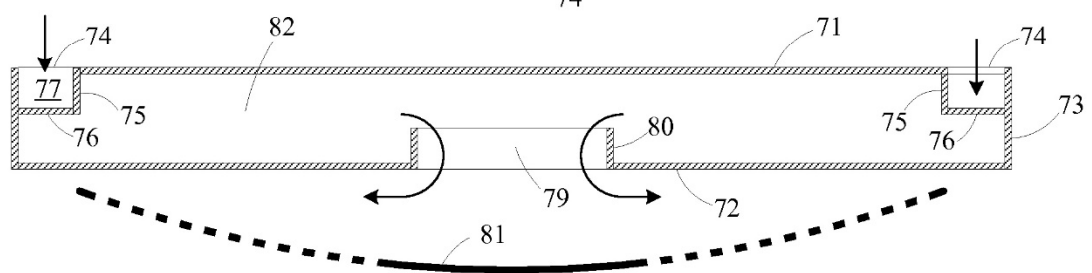


FIG. 6C (SECCIÓN A-A)

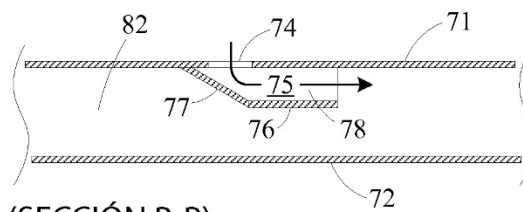


FIG. 6C (SECCIÓN B-B)