

19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 387 615**

51 Int. Cl.:
B01J 19/32 (2006.01)
B01J 8/00 (2006.01)
B01J 23/10 (2006.01)
B01J 8/02 (2006.01)
C07C 45/28 (2006.01)
B01D 3/00 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

96 Número de solicitud europea: **02026963 .5**
96 Fecha de presentación: **04.12.2002**
97 Número de publicación de la solicitud: **1317955**
97 Fecha de publicación de la solicitud: **11.06.2003**

54 Título: **Dispositivo y método para la ejecución de reacciones catalizadas de modo heterogéneo**

30 Prioridad:
06.12.2001 DE 10159816

45 Fecha de publicación de la mención BOPI:
27.09.2012

45 Fecha de la publicación del folleto de la patente:
27.09.2012

73 Titular/es:
BASF SE
67056 Ludwigshafen, US

72 Inventor/es:
Kaibel, Gerd;
Miller, D.I. Christian;
Jansen, D.I. Helmut y
Kaibel, D.I. Björn

74 Agente/Representante:
Carvajal y Urquijo, Isabel

ES 2 387 615 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 y método para la ejecución de reacciones catalizadas de modo heterogéneo

La invención se refiere a un reactor de lecho sólido para la ejecución de reacciones de mezclas fluidas de reacción en presencia de un catalizador heterogéneo en forma de partículas, un método así como una aplicación.

5 Aunque los reactores de lecho sólido son empleados ampliamente en la industria química, su aplicabilidad técnica es llevada al límite, frecuentemente condicionada por el sistema. Es incómodo por ejemplo que para elevadas cargas de catalizador, las zonas más bajas de la carga son sometidas a una fuerte carga mecánica, puesto que ellos tienen que absorber el ocasionalmente considerable peso total de la carga de catalizador. En el desarrollo de catalizadores obliga ello frecuentemente a soluciones de compromiso, en lo cual tiene que modificarse un catalizador optimizado
10 respecto a su desempeño químico, a costo de su rendimiento espacio-tiempo y selectividad, de modo que él pueda absorber las inevitables cargas mecánicas. Otra solución de compromiso así mismo práctica consiste en que se aceptan intervalos más cortos para un cambio de catalizador, unido con una reducción de capacidad de la instalación y costos adicionales.

15 Los reactores de lecho sólido poseen la propiedad de que el intercambio transversal de los medios que fluyen es sólo débilmente marcado. Con reacciones fuertemente exotérmicas esto aumenta el peligro de zonas con excesiva temperatura de reacción, denominados puntos calientes. Esta propiedad obliga a medidas de precaución respecto a la máxima temperatura de reacción permisible, para inhibir con seguridad reacciones transversales iniciadas localmente, por ejemplo metanización en el caso de hidrogenación. Se restringe la elección del punto de operación más económico.

20 Otra propiedad desventajosa de los reactores de lecho sólido consiste en que para catalizadores finos, los cuales tienen que ser elegidos frecuentemente respecto a la actividad del catalizador, ocurren elevadas pérdidas de presión. En particular para reacciones con medios en forma de gas esto puede perjudicar fuertemente la rentabilidad.

25 Por consiguiente era objetivo de la invención poner a disposición un reactor de lecho sólido que no exhibiera las desventajas mencionadas.

La solución proviene de un reactor de lecho sólido para la ejecución de reacciones de mezclas de reacción fluidas en presencia de un catalizador heterogéneo en forma de partículas, con un empaquetado estructurado, el cual forme intersticios en el espacio interior del reactor.

30 La invención según la reivindicación 1 está caracterizada porque el cociente del diámetro hidráulico para la corriente de fluido a través del empaque y el diámetro equivalente de las partículas de catalizador está en el rango de 2 a 20, preferiblemente en el rango de 5 a 10, radica en el aspecto de que las partículas de catalizador son incorporadas en los intersticios y pueden ser repartidas y distribuidas de manera suelta, bajo la acción de la fuerza de gravedad.

Con ello, se encontró que es posible equipar un reactor de lecho fijo con un empaque estructurado e introducir en los intersticios arriba mencionados del mismo un catalizador heterogéneo en forma de partículas.

35 El diámetro hidráulico es definido de manera conocida como la relación entre el cuádruple de la superficie inundada y el perímetro de la misma. El cálculo concreto de la misma para un empaque con pliegues lineales es aclarado en la descripción de las figuras en unión con la figura 2.

El diámetro equivalente de partículas, partículas de catalizador presentes, es definido mediante la relación entre el séxtuple del volumen y la superficie de las partículas (para esto comparar VDI Wärmeatlas, 5ª edición, 1988, Lk1).

40 En tanto un cociente del diámetro hidráulico para la corriente de gas a través del empaquetado y el diámetro equivalente de las partículas de catalizador esté contenido en el rango arriba definido, se garantiza de acuerdo con la invención que las partículas de catalizador son incorporadas, distribuidas y repartidas sueltas bajo el efecto de la fuerza de la gravedad en los intersticios del empaque.

45 Respecto a los empaquetados que pueden ser utilizados no existen básicamente restricciones: pueden emplearse los componentes que son utilizados regularmente en la técnica de destilación. En ello, en el espacio interior del reactor los empaquetados forman intersticios, los cuales básicamente tienen que estar unidos unos a otros para garantizar una circulación por la mezcla de reacción.

La invención no está limitada respecto a la forma de las partículas de catalizador que pueden ser empleadas; para el mejoramiento del rendimiento espacio-tiempo de reacciones con catálisis heterogénea se prefieren sin embargo

elevadas superficies específicas y con ello pequeñas partículas de catalizador. En la operación de carga de partículas de catalizador, aumenta de manera conocida la pérdida de presión para partículas de catalizador más pequeñas y limita la capacidad para fluir y tasa de flujo de vapor a valores antieconómicamente pequeños. En contraste con ello, partículas pequeñas de catalizador justamente acordes con la invención son adecuadas para el uso combinado con un empaquetado, puesto que ellas se introducen de modo más sencillo, cuanto más pequeñas son sus dimensiones en comparación con las dimensiones del intersticio del empaquetado o del cuerpo de relleno.

Las partículas de catalizador son preferiblemente catalizadores completos, sin embargo también es posible emplear catalizadores soportados. Respecto a la forma de las partículas de catalizador no existe básicamente ninguna restricción, se emplean frecuentemente cilindros huecos o completos, esferas, sillas o cuerdas en forma de panales o estrellas. Las dimensiones adecuadas de las partículas de catalizador son por ejemplo, para partículas de catalizador de cilindro entero, aproximadamente 1,5 x 4 a aproximadamente 4 x 8 mm.

En el espacio interior del reactor se introducen empaquetados estructurados, es decir empaquetados construidos sistemáticamente con geometría regular, con zonas definidas de paso para las fases de contracorriente. Para la presente invención pueden emplearse básicamente empaquetados estructurados, como se desarrollan para las técnicas de destilación. Los empaquetados están contruidos con placas de metal dobladas, dispuestas por regla general de modo esencialmente paralelo una a otra, capas de tela o de metal expandido mayormente con pliegues en línea recta, los cuales dividen la lámina de empaquetado, la capa de tela o de metal expandido, y donde la inclinación de la superficie del pliegue es comúnmente de 60 a 45° respecto a la horizontal. Para la presente invención se prefieren empaquetados que están formados de láminas de empaquetado para el ajuste en dirección del eje longitudinal del reactor de lecho sólido, con pliegues rectilíneos que dividen la lámina de empaquetado en superficies de pliegue, donde la inclinación de la superficie de pliegue respecto a la horizontal está en el rango 90 a 45°, preferiblemente a 60°. Mediante el arreglo de láminas de empaquetado que siguen una a otra en la misma inclinación respecto a la vertical, aunque con signos contrarios, surgen las estructuras con canales cruzados conocidas, como exhiben por ejemplo los empaquetados del tipo Mellapak, CY o BX de la compañía Sulzer AG, CH-8404 Winterthur o los tipos A3, BSH, B1 o M de la compañía Montz GmbH, D-40723 Hilden.

Es posible condensar los empaquetados hasta capas individuales, de aproximadamente 0,15 a 0,25 m de altura.

Para la aplicación en el reactor de lecho sólido se emplean preferiblemente formas especiales de operación de empaquetados estructurados, las cuales permiten una elevada corriente de gas.

La invención se caracteriza además porque una o varias láminas de empaquetado con alta superficie específica están dispuestas de modo alternante con una o varias láminas de empaquetado con baja superficie específica. Mediante ello se forman intersticios con en cada caso diferentes diámetros hidráulicos. Las superficies específicas de las láminas de empaquetado son elegidas de modo tal que por un lado se forman intersticios para las cuales el cociente del diámetro hidráulico y el diámetro equivalente a las partículas de catalizador es $< a 1$ y por otro lado se forman intersticios para los cuales el cociente del diámetro hidráulico y el diámetro equivalente de las partículas de catalizador es $> a 2$, en particular está en el rango definido arriba entre 2 y 20, en particular entre 5 y 10. En los intersticios mencionados primero, con una relación de diámetro hidráulico y diámetro equivalente de las partículas de catalizador $< a 1$, no se deposita ninguna partícula de catalizador, estas son depositadas de acuerdo con la invención solamente en los intersticios en los cuales el mencionado cociente es $> a 2$. Mediante esta forma particular de operar se garantiza una elevada corriente de gas con bajas pérdidas de presión.

Un dispositivo con empaquetamiento estructurado en el cual se forman áreas de primera y segundo parte, con catalizador en forma de partículas en el área de primera parte, es conocido a partir de US 6,299,845 B.

Preferiblemente, el material de partida para la empaquetado acorde con la invención está dotado básicamente mayormente con aberturas, por ejemplo con perforaciones en forma de cruz con un diámetro de aproximadamente 4 a 6 mm, para elevar el límite de inundación del empaquetado y hacer posible una elevada carga del reactor. Se entiende por límite de inundación de un empaquetado el volumen de gas o de bien de líquido por tiempo y corte transversal, en el cual la fluidez de escurrimiento se acumula en y por encima del empaquetado hasta la completa inundación o bien se arrastra con la corriente de gas. El superar esta carga tiene como consecuencia una abrupta elevación de la pérdida de presión.

Son ventajosos los empaquetados que exhiben fracciones superficiales, que se inclinan respecto a la vertical. Las fracciones superficiales horizontales absorben una parte del peso de las partículas de catalizador y la disipan en la pared del reactor. Mediante ello se reduce la carga mecánica del catalizador.

La superficie específica del empaquetado para la destilación es de aproximadamente 250 a 750 m²/m³. Para reactores de lecho sólido acordes con la invención se emplean preferiblemente, dependiendo del comportamiento de escurrido de las partículas de catalizador, su forma y dimensiones, empaquetados con superficies específicas en el rango de aproximadamente 50 a 400 m²/m³.

Para empaquetados de destilación son suficientes espesores de pared de la placa metálica de típicamente 0,07 a 0,1 mm. Contrario a ello, en el caso de reacciones de catálisis heterogénea se emplean, dependiendo del peso de catalizador y estabilidad mecánica de los núcleos de catalizador, espesores de pared de la lámina metálica en el rango de 0,1 a 5 mm, preferiblemente de 0,15 a 1,0 mm.

- 5 Preferiblemente se emplean empaquetados que en su superficie exhiben una reducida resistencia al flujo, donde se alcanza esta reducida resistencia al flujo en particular mediante perforaciones y/o rugosidades del material de empaquetado o mediante formación del empaquetado como metal expandido. En ello, las perforaciones son dimensionadas preferiblemente respecto a su número y dimensiones de tal modo que por lo menos una proporción de 20 %, preferiblemente una proporción de 40 a 80 % del líquido pasa estas perforaciones y fluye sobre las partículas de catalizador que están debajo de él.

En una variante preferida de operación existe el material de empaquetado de metal expandido, donde el material de empaquetado está formado de modo que el líquido que corre como una película sobre el material de empaquetado puede correr hacia abajo tan completamente como sea posible a través del material de empaquetado, donde se promueve el drenaje por bordes de escurrido.

- 15 Preferiblemente se proveen las perforaciones en la cercanía de los bordes inferiores del pliegue de las láminas de empaquetado, como se describe en DE-A 100 31 119. Mediante ello se dirige el fluido preferiblemente sobre el lado superior de la superficie inclinada de los pliegues y se reduce la carga de líquido sobre el lado inferior crítico. Para esto se emplean empaquetados de láminas de empaquetado, con pliegues rectilíneos, que dividen la lámina de empaquetado en superficies de pliegue y que exhiben una amplitud medida a de borde de pliegue a borde de pliegue así como perforaciones y una fracción X de por lo menos 60 % de las perforaciones exhibe una separación b de como máximo 0,4a hasta el borde inferior del pliegue de cada superficie de pliegue. Preferiblemente la fracción de la superficie ocupada por las perforaciones de una superficie de pliegue que es de 5 a 40 %, en particular 10 a 20 % de esta superficie de pliegue.

- 25 Otra forma preferida de operar, correspondiente a la DE-A 196 01 558, se caracteriza porque el empaquetado está formado por áreas onduladas o plegadas y planas dispuestas de modo alternante, donde las áreas planas no se extienden hasta el margen del empaquetado o exhiben en la zona periférica del empaquetado una elevada permeabilidad al gas, en particular huecos.

También es posible, en lugar de áreas intermedias planas, proveer pocas áreas fuertemente onduladas o plegadas.

- 30 Como zona periférica del empaquetado se define un elemento volumétrico concéntrico, el cual se extiende entre una superficie cilíndrica exterior y una superficie cilíndrica interior (típicamente los empaquetados tiene forma cilíndrica), donde la superficie cilíndrica exterior está definida por los extremos exteriores de las áreas onduladas o plegadas y donde la superficie cilíndrica interior está definida por los extremos exteriores de las áreas planas. En ello, se intersectan las líneas de unión del interior orientadas de modo paralelo a las áreas de empaquetado y que corren de modo horizontal por el eje del reactor con los uno a veinte, preferiblemente tres a diez canales formados por en cada caso áreas dispuestas una junto a otra, de la superficie del cilindro exterior. Para áreas planas que no alcanzan la zona periférica se liberan con ello hasta 20 canales uno al lado del otro en la zona periférica. Las segundas áreas que alcanzan la zona periférica son permeables al preferiblemente en 20 a 90 %, particularmente preferido en 40 a 60 % de su superficie, por consiguiente por ejemplo dotadas con huecos.

- 40 Es también objetivo de la invención un método para la ejecución de reacciones de catálisis heterogénea de una mezcla fluida de reacción en un reactor de lecho sólido, el cual como se describe aquí está dotado con un empaquetado en combinación con un relleno de partículas de catalizador. Preferiblemente el reactor de lecho sólido es operado respecto a la carga de gas y líquido, de modo que la carga transversal es de 30 a 300 m³/m² · h, preferiblemente 80 a 120 m³/m² · h.

En el método acorde con la invención, la mezcla fluida de reacción es preferiblemente una mezcla de gases.

- 45 En otro método preferido, la mezcla fluida de reacción es una mezcla de gas /líquido, y el gas y el líquido son conducidos en co-corriente a través del reactor de lecho sólido.

Es también objetivo de la invención el empleo del reactor de lecho sólido previamente descrito y el método para la ejecución de reacciones de catálisis heterogénea, en particular para la ejecución de reacciones fuertemente exotérmicas o fuertemente endotérmicas, preferiblemente para la ejecución de hidrogenaciones u oxidaciones.

- 50 Con ello, es ventajoso el reactor de lecho sólido acorde con la invención, con una combinación de un relleno de catalizador y un empaquetado, respecto al desempeño posible el relleno de catalizador exhibe en la superficie del empaquetado mayor porosidad que en el interior del relleno de catalizador.

5 Es ventajosa también la mezcla transversal mejorada de las corrientes de gas y líquido sobre el corte transversal del reactor y la restricción a las malas distribuciones, con la consecuencia de que se evitan los puntos calientes. La estructura empleada preferiblemente de canales cruzados hace posible un intercambio transversal particularmente ventajoso de corriente de gas y líquido de las capas de catalizador y homogeniza así el perfil de temperatura. Este intercambio transversal puede ser aún mejorado, cuando entre las áreas plegadas de empaquetado se colocan áreas planas de empaquetado, las cuales no deberían alcanzar la periferia del empaquetado.

El peligro de formación de áreas calientes indeseadas es disminuido adicionalmente mediante la conducción mejorada de calor del material de empaquetado, puesto que la conducción de calor en los metales es esencialmente mayor que en los rellenos porosos de catalizador.

10 Estos componentes tienen efecto particularmente ventajoso respecto a la carga mecánica de los catalizadores. Se sabe que en muchos casos del empleo de reactores de lecho sólido, la estabilidad mecánica de las partículas de catalizador está limitada tanto respecto al diseño del reactor, como también el tiempo de recorrido que puede alcanzarse. Mediante la introducción de empaquetados pueden aliviarse de modo notorio mecánicamente las partículas de catalizador, en lo cual los empaquetados absorben en la más alta proporción el peso del relleno de catalizador y lo desvían sobre las rejillas en la pared del reactor. Además el catalizador está incrustado en los canales del empaquetado y de este modo se alivia mecánicamente en un golpe de ariete.

En lo que sigue la invención es aclarada en más detalle mediante un dibujo y ejemplos de ejecución.

Se muestra en detalle

20 Figura 1 una representación esquemática de una forma de operar de un empaquetado acorde con la invención,

Figura 2 la representación esquemática de una placa de empaquetado con pliegues rectilíneos y

Figura 3 la representación esquemática de una placa de empaquetado con perforaciones.

25 La representación esquemática en Fig. 1 muestra un empaquetado 1 con láminas de empaquetado 2, que exhiben pliegues rectilíneos 5 mediante formación de superficies plegadas 6, donde entre dos láminas de empaquetado consecutivas 2 se forma en cada caso un intersticio 3. En ellas se rellenan las partículas de catalizador acordes con la invención 4.

Fig. 2 muestra esquemáticamente una placa de empaquetado 2 con pliegues rectilíneos 5, y superficies plegadas 6. a representa la amplitud de una superficie plegada 6, medida desde el borde del pliegue 5 hasta el borde del pliegue 5, c representa la distancia entre dos bordes del pliegue vecinos 5 y h la altura de un pliegue.

30 Fig. 3 muestra esquemáticamente una forma particular de operar de una lámina de empaquetado 2 con bordes del pliegue 5, superficies plegadas 6, una amplitud a de las superficies plegadas 6 con perforaciones, que exhiben una distancia b al borde inferior de pliegue 5 de cada superficie plegada 6.

35 En lo que sigue se explica con referencia a la Fig. 2 el cálculo de diámetro hidráulico para un empaquetado con pliegues rectilíneos: las láminas de empaquetado representadas como ejemplo en la Fig. 2 exhiben dispuestos de modo mutuamente paralelo pliegues rectilíneos 5, los cuales dividen la placa de empaquetado 2 en superficies plegadas 6. La amplitud de la superficies plegadas 6, medida de borde de pliegue 5 a borde de pliegue 5, se define con a, la distancia entre dos bordes de pliegue 5 consecutivos se define con c y la altura de los pliegues se define con h. El diámetro hidráulico de la corriente de gas para un empaquetado constituido de tales láminas de empaquetado se calcula entonces según la fórmula

40
$$d_{\text{hidráulico, gas}} = (2c \times h) / (c + 2a)$$

Ejemplos (no acordes con la invención)

Ejemplo 1 ensayo del relleno

45 Un reactor de 0,3 m de diámetro fue dotado con dos empaquetados de destilación del tipo B1 de la compañía Montz dispuestos con desplazamiento a 90°, donde la altura de cada empaquetamiento era de 23 cm. Mediante llenado se introdujeron en los empaquetados de destilación partículas de catalizador. En ello se determinó el volumen total y la capacidad para manipular la introducción y esparcimiento de las partículas de catalizador. Como partículas de catalizador se emplearon cilindros enteros de $\gamma\text{-Al}_2\text{O}_3$ y TiO_2 . Los cilindros enteros de $\gamma\text{-Al}_2\text{O}_3$ con un diámetro de 1,5

mm y una altura de 1 a 4 mm tienen un diámetro equivalente de partículas de 2 mm. Los cilindros enteros de TiO_2 con un diámetro de 4 mm y una altura de 2 a 10 mm tienen un diámetro equivalente de partícula de 5 mm.

5 1A) ensayo de llenado con cilindros enteros de $\gamma\text{-Al}_2\text{O}_3$, diámetro de 1,5 mm. Se emplearon empaquetados del tipo B1 de la compañía Montz con en cada caso diferentes superficies específicas y diferentes inclinaciones de las superficies plegadas, respecto a la horizontal.

10 1A₁) Se empleó un empaquetado de placa del tipo B1-125.80 con una superficie específica de $125 \text{ m}^2/\text{m}^3$ y un ángulo de 80° contra la horizontal. En ello pudo llenarse 90 % del volumen de conducto vacío con las partículas de catalizador arriba mencionadas. El empaquetado tenía un diámetro hidráulico de 19 mm. El catalizador se dejó introducir muy bien y escurrió en estado seco también completamente. La relación de diámetro equivalente de las partículas de catalizador al diámetro hidráulico del empaquetado fue de 9.

15 1A₂) Se llenó un empaquetado del tipo B1-250.80 con una superficie específica de $250 \text{ m}^2/\text{m}^3$ y un ángulo de 80° respecto a la horizontal, con las partículas de catalizador arriba mencionadas. Con ello pudo llenarse 80 % del volumen de conducto vacío con partículas de catalizador. El empaquetado tenía un diámetro hidráulico de 9,4 mm. El catalizador se dejó introducir muy bien y escurrió en estado seco también completamente. La relación del diámetro equivalente de las partes las de catalizador al diámetro hidráulico el empaquetado fue de 4,7.

20 1A₃) Se empleó un empaquetado del tipo B1-250.60, es decir con una superficie específica de $250 \text{ m}^2/\text{m}^3$ y un ángulo de 60° con respecto a la horizontal. 80 % del volumen de conducto vacío del mismo pudo ser llenado con las partículas de catalizador arriba mencionadas. El empaquetado tenía un diámetro hidráulico de 9,4 mm. El catalizador se dejó introducir muy bien y escurrió en estado seco también completamente. La relación del diámetro equivalente de las partículas de catalizador al diámetro hidráulico del empaquetado fue de 4,7.

25 1B) Cilindros enteros de TiO_2 , diámetro 4 mm se emplearon los empaquetados de placa arriba descritos del tipo B1-125.80 y B1-250.60.

30 1B₁) Se llenó un empaquetado de placa del tipo B1-125.80, es decir con una superficie específica de $125 \text{ m}^2/\text{m}^3$ y un ángulo de 80° respecto a la horizontal, hasta el 80 % del volumen de conducto vacío con las partículas de catalizador arriba mencionadas. El empaquetado tenía un diámetro hidráulico de 19 mm. El catalizador se dejó introducir muy bien y escurrió en estado seco también completamente. La relación del diámetro equivalente de partículas de las partículas de catalizador al diámetro hidráulico del empaquetado fue de 4,5.

35 1B₂) Se llenó con las partículas de catalizador arriba mencionadas un empaquetado del tipo B1-250.60, es decir con una superficie específica de $250 \text{ m}^2/\text{m}^3$ y un ángulo respecto a la horizontal de 60° hasta el 50 % de su volumen de conducto vacío. El empaquetado tenía un diámetro hidráulico de 9,4 mm. El catalizador se dejó introducir muy bien y escurrió en estado seco también completamente. La relación del diámetro equivalente de las partículas de catalizador al diámetro hidráulico del empaquetado fue de 2,4. En contraste, para empaquetados de catalizador comunes en el comercio, en los cuales el catalizador está dentro de bolsas, por ejemplo del tipo Katapack de la compañía Sulzer o Multipack de la compañía Montz, sólo 20 a 30 % en casos excepcionales pueden llenarse con catalizador a máximo 50 % del volumen de conducto vacío.

40 Ejemplo 2 mediciones de pérdida de presión

45 En una sección de columna con diámetro de 0,1 m se hicieron mediciones de pérdida de presión con la mezcla de prueba nitrógeno/isopropanol. Para ello se aplicó la carga de catalizador en la sección de columna y se regó con una cantidad definida de isopropanol (una posición de gota). En contracorriente a esto se condujo una cantidad definida desde abajo hacia arriba a través del empaquetado/carga. En los ensayos se midió la pérdida específica de presión por empaquetado o bien una altura de carga y se determinó el punto de inundación. Como partículas de catalizador se emplearon cilindros enteros de $\gamma\text{-Al}_2\text{O}_3$. Los cilindros enteros ($d = 1,5 \text{ mm}$, $h = 1 - 4 \text{ mm}$) tenían un diámetro equivalente de partículas de 2 mm. A continuación se determinó la pérdida específica de presión y el punto de inundación de una carga introducida en un empaquetado estructurado.

Ejemplo 2, comparación

50 Para una altura de carga de 45 cm se midió a un factor F de $0,038 \text{ Pa}^{\wedge 0,5}$ (correspondiente en una corriente de gas de 1000 l/h) y una densidad de riego de $0,178 \text{ m}^3/\text{m}^2\text{h}$ (correspondiente a la corriente de líquido de 1,4 l/h), una

pérdida específica de presión de 3,33 mbar/m. El empaquetado comenzó a inundar, para una carga constante de líquido de $0,178 \text{ m}^3/\text{m}^2\text{h}$, desde un factor F de $0,0575 \text{ Pa}^{0,5}$ (correspondiente a una corriente de gas de 1500 l/h).

Ejemplo 2,

5 Carga introducida en dos áreas giradas a 90° de un empaquetado estructurado del tipo BS-250.60 de la compañía Montz.

10 Para una altura de carga de 46 cm se midió, a un factor F de $0,038 \text{ Pa}^{0,5}$ (correspondiente a una corriente de gas de 1000 l/h) y una densidad de riego de $0,178 \text{ m}^3/\text{m}^2\text{h}$ (correspondiente a una corriente del líquido de 1,4 l/h), una pérdida específica de presión de 1,09 mbar/m. El empaquetado comenzó a inundar, para una carga constante de líquido de $0,178 \text{ m}^3/\text{m}^2\text{h}$, desde un factor F de $0,114 \text{ Pa}^{0,5}$ (correspondiente a una corriente de gas de 3000 l/h). La carga máxima de gas pudo con ello, en comparación con la carga que no había sido introducida en un empaquetado, ser elevada en un factor de 2.

REIVINDICACIONES

1. Reactor de lecho sólido para la ejecución de reacciones de mezclas fluidas de reacción, en presencia de un catalizador heterogéneo en forma de partículas, con un empaquetado estructurado (1), que en el espacio interior del reactor forma intersticios (3), **caracterizado porque** el reactor exhibe áreas de primera y segunda parte, que están dispuestas de manera alternante y se diferencian por la superficie específica del empaquetado (1) de modo que en el área de primera parte el cociente del diámetro hidráulico para la corriente de gas a través del empaquetado (1) y el diámetro equivalente de las partículas de catalizador (4) está en el rango de 2 a 20, preferiblemente en el rango de 5 a 10, donde las partículas de catalizador (4) son introducidas en los intersticios (3) y pueden ser distribuidas y descargadas sueltas bajo el efecto de la fuerza de gravedad y porque en la región de segunda parte el cociente del diámetro hidráulico para la corriente de gas a través del empaquetado (1) y el diámetro equivalente de las partículas de catalizador (4) es inferior a 1 y porque en la región de segunda parte no se introducen partículas de catalizador (4).
2. Reactor de lecho sólido según la reivindicación 1, **caracterizado porque** el empaquetado estructurado (1) exhibe una estructura de canales cruzados.
3. Reactor de lecho sólido según las reivindicaciones 1 o 2, donde el empaquetado (1) está formado por láminas de empaquetado (2) para la instalación en dirección del eje longitudinal del reactor de lecho sólido, con pliegues rectilíneos (5), que dividen las láminas de empaquetado (2) en superficies plegadas (6), **caracterizado porque** el ángulo de inclinación de las superficies plegadas (6) respecto a la horizontal está en el rango de 80 a 45°, preferiblemente a 60°.
4. Reactor de lecho sólido según una de las reivindicaciones 1 a 3, **caracterizado porque** el empaquetado (1) exhibe una resistencia reducida al flujo en su superficie, preferiblemente mediante perforaciones y/o rugosidades del material de empaquetado (1) o mediante formación del empaquetado (1) como metal expandido.
5. Reactor de lecho sólido según una de las reivindicaciones 1 a 4, **caracterizado porque** el empaquetado (1) está formado de áreas onduladas o plegadas dispuestas de modo alternante, donde las áreas planas no alcanzan hasta la periferia del empaquetado (1).
6. Reactor de lecho sólido según una de las reivindicaciones 1 a 5, donde el empaquetado (1) está formado de láminas de empaquetado (2), con pliegues rectilíneos (5), los cuales dividen las láminas de empaquetado (2) en superficies plegadas (6) y los cuales exhiben una amplitud a que va a ser medida de borde de pliegue (5) a borde de pliegue (5) así como perforaciones, **caracterizado porque** una fracción X de por lo menos 60 % de las perforaciones exhibe una distancia b de máximo 0,4 a hasta el borde inferior de pliegue (5) de cada superficie plegada (6).
7. Método para la ejecución de reacciones de catálisis heterogénea de una mezcla fluida de reacción en un reactor de lecho sólido según una de las reivindicaciones 1 a 6, **caracterizado porque** el reactor de lecho sólido es operado respecto a la carga de gas y líquido de modo que la carga transversal es de 30 a 300 $\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{h}$, preferiblemente 80 a 120 $\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{h}$.
8. Método según la reivindicación 7, **caracterizado porque** la mezcla fluida de reacción es una mezcla de gas/líquido y porque el gas y el líquido son conducidos en la co-corriente a través del reactor de lecho sólido.
9. El empleo de un reactor de lecho sólido según una de las reivindicaciones 1 a 6 o de un método según una de las reivindicaciones 7 u 8 para la ejecución de reacciones fuertemente exotérmicas o fuertemente endotérmicas, preferiblemente para la ejecución de hidrogenaciones u oxidaciones.

FIG.1

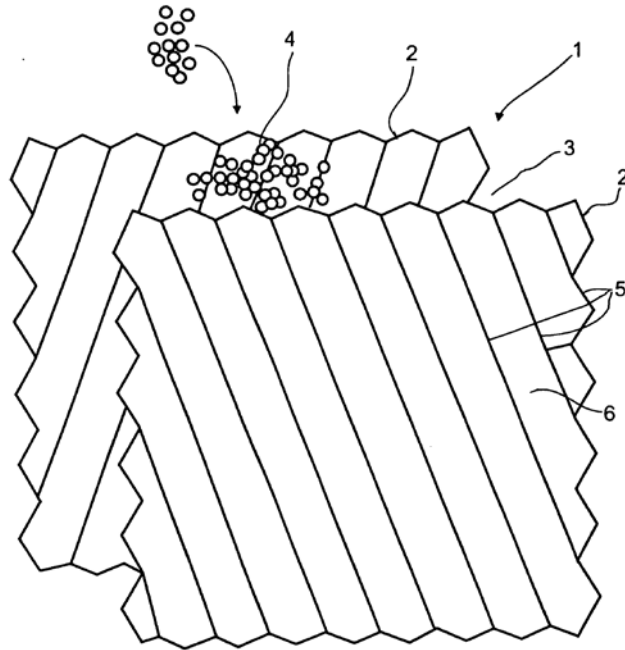


FIG.2

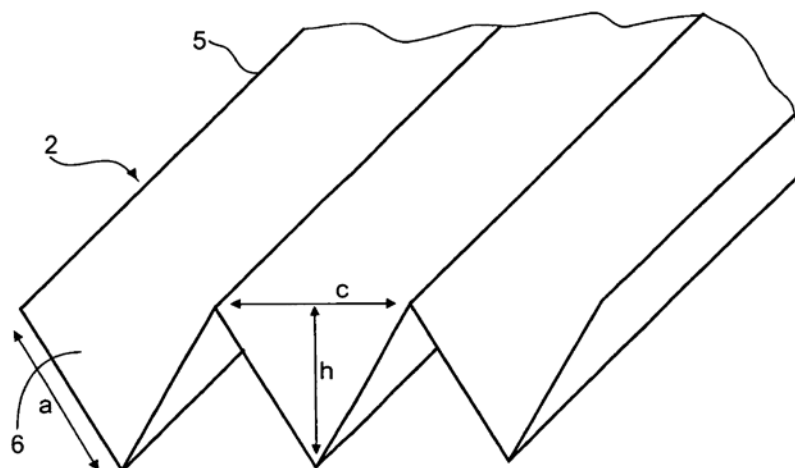
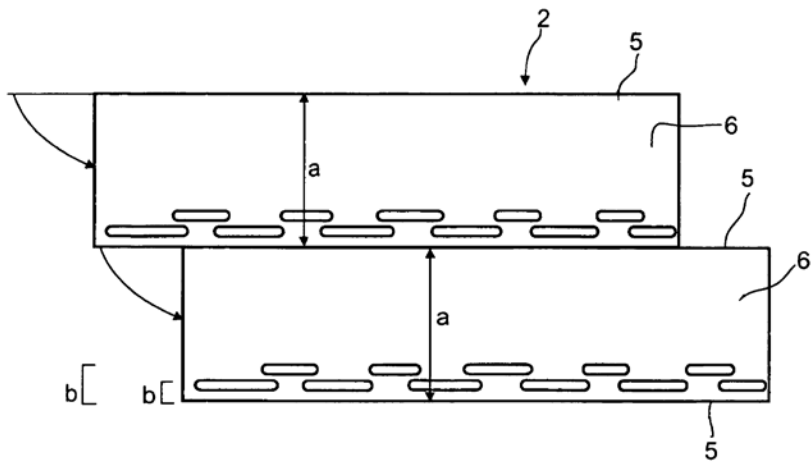


FIG.3



5