

19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 770 646**

51 Int. Cl.:

B01J 8/06 (2006.01)

C01B 32/80 (2007.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

86 Fecha de presentación y número de la solicitud internacional: **16.12.2009 PCT/EP2009/067239**

87 Fecha y número de publicación internacional: **08.07.2010 WO10076209**

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **16.12.2009 E 09799608 (6)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **20.11.2019 EP 2379217**

54 Título: **Reactor y procedimiento para la fabricación de fosgeno**

30 Prioridad:

16.12.2008 EP 08171726

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

02.07.2020

73 Titular/es:

**BASF SE (100.0%)
Carl-Bosch-Strasse 38
67056 Ludwigshafen am Rhein, DE**

72 Inventor/es:

**OLBERT, GERHARD;
GERLINGER, WOLFGANG y
KIM, BYOUNG YEON**

74 Agente/Representante:

CARVAJAL Y URQUIJO, Isabel

ES 2 770 646 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

Reactor y procedimiento para la fabricación de fosgeno

La invención se refiere a un reactor y un procedimiento para la fabricación de fosgeno mediante reacción de monóxido de carbono y cloro en fase gaseosa, en presencia de un catalizador sólido.

5 El fosgeno es fabricado a escala industrial en una reacción catalítica de monóxido de carbono y cloro en fase gaseosa, en presencia de un catalizador sólido, preferiblemente carbón activado. La reacción es fuertemente exotérmica, la entalpía de formación es de -107,6 kJ/mol. Por regla general, la reacción es ejecutada en un reactor de haz de tubos, de acuerdo con el procedimiento descrito en Ullmanns Enzyklopädie der technischen Chemie, vol. A 19, páginas 413 a 414. De acuerdo con ello, se usa el catalizador granular, con un tamaño de grano en el intervalo
10 de 3 a 5 mm, en tubos con un diámetro interior entre 50 y 70 mm. A 40 a 50°C se inicia la reacción, la temperatura se eleva en los tubos a aproximadamente 580°C y desciende entonces nuevamente. Se usa monóxido de carbono en ligero exceso, para garantizar que reacciona la totalidad del cloro y para obtener fosgeno libre de cloro. La reacción puede ser ejecutada sin presión o bajo presión, frecuentemente a 2 a 5 bar, para poder condensar ya con agua fría el fosgeno.

15 El fosgeno es una sustancia auxiliar importante en la fabricación de productos intermedios y finales en casi todas las ramas de la química. El campo de aplicación cuantitativamente más grande es la fabricación de diisocianatos para la química del poliuretano, en particular de toluilendiisocianato y de 4,4-diisocianato-difenilmetano.

Para la mejor disipación del calor de reacción mediante el medio de transferencia de calor que circula entre los tubos de contacto, se incorporan chapas de deflexión entre los tubos de contacto, que provocan un flujo transversal de los
20 tubos de contacto por el medio de transferencia de calor.

Con el propósito del aprovechamiento máximo del espacio en el interior del reactor, los reactores conocidos de haces de tubos para la fabricación de fosgeno están completamente llenos de tubos. Exhiben chapas de deflexión entre los tubos de contacto, que son mantenidas relativamente cortas, es decir en la región de deflexión no alcanzan hasta la pared interior del reactor, sino que dejan libre en cada caso una fracción aproximadamente 25 a 30 % de la
25 totalidad de la sección transversal del reactor, para limitar la caída de presión del medio de transferencia de calor y con ello los costes de operación de la bomba de recirculación del medio de transferencia de calor. En la región de deflexión se cambia el perfil de flujo del medio de transferencia de calor en los tubos de contacto, de flujo transversal a flujo longitudinal. Los tubos de contacto son mal enfriados, y en consecuencia en los tubos de contacto en la región de deflexión, ocurren problemas de corrosión.

30 El documento WO 03/072237 describe un reactor mejorado para la fabricación de fosgeno, que hace posible una elevada carga específica de sección transversal y con ello una elevada capacidad, mientras se evitan los problemas de corrosión en los tubos de contacto en la región de deflexión. Para ello, el documento WO 03/072237 propone un reactor con un haz de tubos de contacto dispuestos de modo mutuamente paralelo en dirección longitudinal del reactor, que en sus extremos están fijados a plataformas de tubos, con en cada caso una capucha en ambos extremos
35 del reactor, así como con chapas de deflexión dispuestas perpendicularmente a la dirección longitudinal del reactor en el espacio intermedio entre los tubos de contacto, que dejan en la pared interior del reactor de manera alternante aberturas de paso mutuamente opuestas, en el que los tubos de contacto están llenos con el catalizador sólido, la mezcla gaseosa de reacción es conducida desde un extremo del reactor mediante una capucha a través de los tubos de contacto y es retirada mediante la segunda capucha desde el extremo opuesto del reactor y a través del espacio intermedio en los tubos de contacto se conduce un medio líquido de transferencia de calor y en el que el reactor en la región de las aberturas de paso, no tiene tubos.

Se ha mostrado sin embargo, que en reactores con diámetro mayor, en particular reactores con diámetro desde aproximadamente 3 m, con el aumento en el diámetro del reactor, la pérdida de presión del medio de transferencia de calor que fluye en el espacio de revestimiento por la sección transversal, desde la una hasta la abertura de paso
45 opuesta en la pared interior del reactor, es muy grande. Además, también las pérdidas de medio de transferencia de calor y con ello la pérdida de presión, por la abertura entre la pared exterior de los tubos de contacto y las chapas de deflexión, que existe por razones técnicas de fabricación, son muy grandes. De modo correspondiente, el coste de la bomba para el medio de transferencia de calor, es muy grande.

Además, la gran pérdida de presión por la sección transversal entre las dos aberturas de paso mutuamente opuestas, en la pared interior del reactor, conduce a grandes diferencias en los coeficientes de transferencia de calor en la capa de interfaz entre los tubos de contacto y el medio de transferencia de calor, en las que en verdad pueden ocurrir factores de 1:2 entre regiones con buena transferencia de calor y regiones con mala transferencia de calor, dentro de una sección transversal. De modo correspondiente, los tubos de contacto en las regiones con mala transferencia de calor, no se enfrían bien. Sin embargo, puesto que los tubos de contacto, dependiendo del material
50 usado, en particular acero dúplex, exhiben una carga máxima de temperatura frecuentemente en el intervalo de

aproximadamente 160 a 200°C, en particular de aproximadamente 170 a 180°C, que no se permite que sea superada porque de otro modo la corrosión del material sube fuertemente, las regiones con mala transferencia de calor limitan el rendimiento y con ello la capacidad del reactor.

5 Por otro lado, fue objetivo de la invención poner a disposición una solución técnicamente simple y elegante, que permitiera operar reactores a gran escala técnica para la fabricación de fosgeno, con grandes diámetros de reactor, de más de 2 o también más de 3,5 m, con un elevado rendimiento comparado con los reactores conocidos, sin que para ello fuera necesario elevar la cantidad de circulaciones de medio de transferencia de calor, y en la que simultáneamente se redujera la problemática de corrosión mediante una aproximación de los coeficiente de transferencia de calor en la capa de interfaz entre tubos de contacto y medio de transferencia de calor, sobre la
10 sección transversal.

Además, a partir del documento EP 1 813 346 A1 se conoce un reactor inicial.

La solución consiste en un reactor correspondiente a la definición de la reivindicación 1.

15 Se encontró que es posible aproximar ampliamente uno a otro los coeficientes de transferencia de calor en la capa de interfaz entre tubos de contacto y medio de transferencia de calor sobre la sección transversal, y de modo correspondiente reducir ampliamente las regiones críticas, con elevados coeficientes de transferencia de calor, es decir con mala transferencia de calor, mediante un arreglo modificado de los tubos de contacto.

20 Para el flujo del medio de transferencia de calor en el espacio de revestimiento del reactor entre dos chapas de deflexión, dentro de una sección transversal, de una región libre de tubos (abertura de paso) hasta la región opuesta libre de tubos, en cada caso en la pared interior del reactor, la pérdida de presión es la misma para todas las rutas de flujo del medio de transferencia de calor.

La pérdida de presión Δp puede ser descrita mediante la siguiente ecuación:

$$\Delta p = l/d_R (\zeta_1 \cdot \eta \cdot v + \zeta_2 \cdot \rho/2 v^2),$$

25 en la que Δp define la pérdida de presión en Pascal, ξ_1 y ξ_2 son los coeficientes adimensionales de pérdida de presión (coeficiente de pérdida de presión), l es la longitud de la ruta de flujo en m, d_R es el diámetro de un tubo de contacto (tamaño característico) en m, ρ es la densidad en kg/m³, v es la velocidad en m/s y η es la viscosidad en Pa · s.

30 En la fórmula anterior, el primer término corresponde a una parte pronunciadamente laminar de la pérdida de presión, que es proporcional a la velocidad y el segundo término corresponde a una parte pronunciadamente turbulenta, que es proporcional al cuadrado de la velocidad.

35 Puesto que la pérdida de presión para cada ruta de flujo es la misma, para las otras condiciones inalteradas, en particular para la misma división de tubos, para rutas de flujo cortas, como en el centro del nivel del tubo de un reactor de acuerdo con el estado de la técnica, con fronteras mutuamente opuestas del manajo de tubos de contacto en forma de cuerdas de círculo, frente a rutas de flujo en la pared interior del reactor, la velocidad del medio de transferencia de calor de acuerdo con la fórmula anterior para la pérdida de presión, es correspondientemente mayor. Puesto que el coeficiente α de transferencia de calor es casi directamente proporcional a 0,8 de la velocidad, para las rutas de flujo más largas en el revestimiento interior del reactor resultan menores velocidades de flujo del medio de transferencia de calor y de modo correspondiente menores coeficientes de transferencia de calor, es decir una transferencia de calor más mala, respecto a las rutas de flujo más cortas, en el centro del reactor.

40 El reactor de acuerdo con la invención está formado de manera cilíndrica, con un diámetro interior de preferiblemente 0,5 a 6 m, más preferiblemente de 2,5 a 6 m, en particular de 3,5 a 6 m.

En el reactor está dispuesto un manajo, es decir una multiplicidad de tubos de contacto, mutuamente paralelos en dirección longitudinal del reactor.

45 El número de los tubos de contacto esta preferiblemente en el intervalo de 100 a 10000, en particular de 1000 a 3500.

Los tubos de contacto están hechos de material resistente a la corrosión, por ejemplo acero inoxidable, preferiblemente acero dúplex 1.4462, acero inoxidable 1.4571 o acero inoxidable 1.4541 o también de aleaciones a base de níquel o de níquel. También se prefieren las plataformas de tubos o también los llamados reactores de los materiales mencionados anteriormente, en particular formados por acero dúplex o acero inoxidable.

50 También es posible solamente recubrir las plataformas de tubos con los materiales mencionados anteriormente.

ES 2 770 646 T3

Cada tubo de contacto exhibe preferiblemente un espesor de pared en el intervalo de 2,0 a 4,0 mm, en particular de 2,5 a 3,0 mm, y un diámetro interior de tubo en el intervalo de 20 a 90 mm, preferiblemente en el intervalo de 30 a 50 mm.

5 Los tubos de contacto exhiben preferiblemente una longitud en el intervalo de 1,5 a 6,0 m, en particular en el intervalo de 2,50 a 4,50 m.

Los tubos de contacto están dispuestos en el espacio interior del reactor, preferiblemente de modo que la relación entre la separación del punto medio inmediatamente adyacente a los tubos de contacto y el diámetro exterior de los tubos de contacto está en el intervalo de 1,15 a 1,4, preferiblemente en el intervalo de 1,2 a 1,3 y que los tubos de contacto están dispuestos en posición triangular.

10 Los tubos de contacto están fijos en ambos extremos a plataformas de tubos, de modo hermético al líquido, preferiblemente soldados. Las plataformas de tubos consisten así mismo en un material resistente a la corrosión, preferiblemente acero inoxidable, en particular acero dúplex, de modo particular preferiblemente en el mismo material que los tubos de contacto.

15 Ambos extremos de reactores están limitados hacia afuera mediante capuchas. A través de una capucha ocurre la alimentación de la mezcla de reacción hacia los tubos de contacto, mediante la capucha en el otro extremo del reactor, se retira el flujo de producto. Las capuchas están diseñadas de modo que preferiblemente pueden ser retiradas y preferiblemente están dotadas con sellos de soldadura labiales.

En las capuchas están dispuestos preferiblemente distribuidores de gases para homogeneizar el flujo de gas, por ejemplo en forma de una placa, en particular una placa perforada.

20 En el espacio intermedio entre los tubos de contacto están dispuestas de modo perpendicular a la dirección longitudinal del reactor, chapas de deflexión, que de manera alternante dejan aberturas de paso mutuamente opuestas en la pared interior del reactor. Las chapas de deflexión causan una deflexión del medio de transferencia de calor que circula en el espacio interior del reactor, en el espacio entre los tubos de contacto, de modo que los tubos de contacto tienen un flujo incidente transversal del medio de transferencia de calor, con lo cual mejora la disipación de calor. Para alcanzar este flujo incidente transversal de calor ventajoso de los tubos de contacto, las chapas de deflexión tienen que dejar de manera alterna en los lados mutuamente opuestos de la pared interior del reactor, aberturas de paso para el medio de transferencia de calor.

25 El número de las chapas de deflexión es preferiblemente aproximadamente 5 a 21. Preferiblemente, las chapas de deflexión están dispuestas una de otra de modo equidistante, de modo particular sin embargo se prefiere que las chapas de deflexión más inferior y más superior estén separadas mutuamente de modo más amplio en cada caso de la plataforma de tubos, preferiblemente en aproximadamente 1,5 veces la separación de las dos siguientes chapas de deflexión consecutivas.

30 Las aberturas de paso dejadas tienen inicialmente forma de segmento de círculo.

En la región de las aberturas de paso el reactor no tiene tubos, es decir está libre de tubos de contacto.

35 Preferiblemente todas las chapas de deflexión dejan en cada caso aberturas de paso iguales.

La superficie de cada abertura de paso es preferiblemente 5 a 20 %, en particular 8 a 14 % de la sección transversal.

40 Preferiblemente las chapas de deflexión no están dispuestas selladas a los tubos de contacto, y dejan un flujo de fuga de hasta 40% del volumen de la totalidad del flujo del medio de transferencia de calor. Para ello, se prevén entre los tubos de contacto y chapas de deflexión, rendijas en el intervalo de 0,1 a 0,6 mm, preferiblemente de 0,2 a 0,4 mm.

Es ventajoso diseñar las chapas de deflexión, con excepción de la región de las aberturas de paso hasta la pared interior del reactor, para que sean herméticas al líquido de modo que allí no escapa ningún flujo adicional de fuga.

45 Las chapas de deflexión están formadas preferiblemente de un material resistente a la corrosión, preferiblemente acero inoxidable, en particular acero dúplex, preferiblemente en un espesor de 8 a 30 mm, preferiblemente de 10 a 20 mm.

Los tubos de contacto están llenos con un catalizador sólido, preferiblemente carbón activado. El empaque de catalizador en los tubos de contacto exhibe preferiblemente un volumen vacío de 0,33 a 0,5, en particular de 0,33 a 0,40.

Mientras las chapas de deflexión exhiben inicialmente cavidades en forma de segmento de círculo, y de modo correspondiente dejan aberturas de paso en la pared interior del reactor que están formadas como segmento de círculo, las áreas de los tubos, es decir la sección transversal a través de los tubos de contacto, están en un plano horizontal entre dos chapas de deflexión consecutivas, puesto que las aberturas de paso no tienen tubos, así mismo exhiben dos cavidades en forma de segmento de círculo opuestas en la pared interior del reactor.

De acuerdo con la invención, partiendo del arreglo descrito anteriormente de los tubos de contacto correspondiente al documento WO 03/072237, se modifica el arreglo de los tubos de contacto, en lo cual las fronteras laterales del haz de tubos de contacto en el área de tubo, cambian de cuerdas de círculo a arco de círculo. Con ello, frente a un reactor de acuerdo con el estado de la técnica, se reduce al máximo el número de los tubos de contacto en la ruta de flujo más larga del medio de transferencia de calor en la pared interior del reactor, y de modo correspondiente aumenta en el medio del reactor. Al respecto, no es necesario que las fronteras laterales del haz de tubos de contacto en la disposición de acuerdo con la invención de los tubos de contacto, corresponda exactamente a una forma de arco de círculo, sólo se prefiere que se aproxime a una forma de arco de círculo.

En particular las fronteras laterales del haz de tubos de contacto pueden ser modificadas en cada caso hasta una línea poligonal, que en cada caso está inscrita en un arco de círculo.

En otra forma de realización, los coeficientes de transferencia de calor pueden ser ajustados mutuamente en la capa de interfaz entre los tubos de contacto y el medio de transferencia de calor, en la manera en que se incorporan tubos maniquí en las regiones con la peor transferencia de calor, es decir en las regiones cercanas a la pared interior del reactor con las rutas de flujo más largas del medio de transferencia de calor, o retirando de esta región tubos de contacto. Además, es posible también cerrar tubos de contacto en las regiones vulnerables a la corrosión, con peores coeficientes de transferencia de calor.

Preferiblemente las aberturas de paso alternantes mutuamente opuestas de las chapas de deflexión pueden ser ajustadas a las fronteras laterales del haz de tubos de contacto.

En otra forma de realización es posible suministrar en la región interior del reactor, donde la ruta de flujo del medio de transferencia de calor es la más corta y con ello los coeficientes de transferencia de calor son los más grandes, accesorios que perturban el flujo, por ejemplo chapas perforadas, para nivelar mutuamente los coeficientes de transferencia de calor sobre la totalidad de la sección transversal.

En particular, la modificación del arreglo de los tubos de contacto puede ocurrir de acuerdo con el siguiente algoritmo, con el propósito de nivelar las rutas de flujo del medio de transferencia de calor en cada sección transversal:

- primero se pinta el área de tubo, es decir el arreglo de los tubos de contacto en una sección transversal, en lo cual las dos fronteras laterales mutuamente opuestas del haz de tubos de contacto en el área, son cuerdas de círculo; y en el cual en el área de tubo la dirección de flujo principal del medio de transferencia de calor se denomina como coordenada y, y la coordenada perpendicular a ella, en el plano de la sección transversal, se denomina como coordenada x;

- a continuación se divide el área de tubo en n líneas paralelas a las cuerdas de círculo y equidistantes una de otra;

- cada una de las líneas n es dividida m puntos equidistantes, que son numerados progresivamente con un número i natural, en el que $i = 1$ a m, y en el que el punto más exterior, es decir el punto $i = 1$ y el punto $i = m$ están en cada caso en el borde exterior del área de tubos, es decir en el revestimiento del reactor;

- se unen mutuamente los puntos i-ésimos en cada caso en las líneas, con lo cual se obtienen las rutas de flujo, cuyas longitudes se aproximan por las siguientes etapas de iteración:

(1) determine el promedio de la ruta más larga i_{max} de flujo y la ruta más corta i_{min} de flujo; en caso que exista más de una ruta más larga o ruta más corta de flujo, elija aleatoriamente una,

(2) determine el promedio de la diferencia en las longitudes de las rutas de flujo de la ruta más corta y más larga de flujo, es decir la disparidad de las longitudes de la ruta de flujo; si la disparidad de las longitudes de las rutas de flujo es menor a 1 % del valor promedio de la longitud de las rutas de flujo, vaya a (8);

(3) acorte la ruta más larga i_{max} de flujo en 25 % de la disparidad; en lo cual la coordenada y de los dos puntos exteriores, es decir el punto en la 1ª y el punto en la i-ésima línea en esta ruta de flujo, disminuyen uniformemente, y a continuación se distribuyen de manera equidistante los puntos que están entre ellas;

(4) de manera análoga se alarga la ruta más corta de flujo, de modo que la superficie del área de tubos, es decir la superficie limitada por las dos cuerdas de círculo y el revestimiento del reactor no se modifican en comparación con

la iteración previa;

(5) si no se trata de las rutas de flujo $i = 1$ o $i = m$ exteriores, en esta modificación de las coordenadas y de los puntos, no se modifican las coordenadas x ;

5 (6) si se trata de una de las dos curvas exteriores, entonces las coordenadas x cambian de modo que los puntos están además sobre el revestimiento del reactor; si es necesario un desplazamiento de x de un punto, se desplazan todos los puntos sobre la línea $i = n$, de modo que nuevamente están equidistantes uno de otro;

(7) vuelva a (1)

(8) fin de la iteración.

10 De acuerdo con el algoritmo anterior se considera solamente la dirección de flujo principal del medio de transferencia de calor en el plano de la sección transversal, que en el presente caso se denomina como coordenada y , entre las aberturas de paso opuestas una de otra en la pared interior del reactor. Por regla general, esta consideración simplificada es ya suficiente como base para la determinación de un arreglo modificado de los tubos de contacto.

15 Sin embargo, para una consideración más exacta de las rutas de flujo del medio de transferencia de calor, se considera la dirección de flujo perpendicular a la dirección de flujo anterior en el plano de la sección transversal y la actual es denominada como coordenada x .

Si se considera sólo la dirección principal de flujo a lo largo de la coordenada y , sobre la sección transversal, entonces cambia el arreglo de los tubos de contacto de modo que las rutas de flujo en cada sección transversal, del primero al último tubo de contacto, son iguales en cada caso.

20 Puesto que sin embargo de manera ventajosa adicionalmente se considera el flujo del medio de transferencia de calor a lo largo de la coordenada x , con el propósito de igualar el flujo también adicionalmente en la dirección x , se ajusta el arreglo de los tubos de contacto de modo que las rutas de flujo del medio de transferencia de calor en el revestimiento del reactor son hasta 25 % más cortas que a lo largo del eje medio.

25 Mientras mediante el arreglo de acuerdo con la invención de los tubos de contacto, se acortan en total las rutas de flujo frente a un reactor de acuerdo con el estado de la técnica, correspondiente al documento WO 03/072237, la pérdida de presión del medio de transferencia de calor, para la misma velocidad del medio de transferencia de calor, es en total menor. De modo correspondiente, también el flujo de baipás del medio de transferencia de calor a través de las brechas entre las chapas de deflexión y los tubos de contacto, es menor y las cantidades necesarias de circulaciones de medio de transferencia de calor, son menores.

30 Es objetivo de la invención también un procedimiento para la fabricación de fosgeno mediante reacción de monóxido de carbono y cloro en fase gaseosa, en presencia de un catalizador sólido en un reactor con un haz de tubos de contacto que contienen el catalizador sólido, y en el que los tubos de contacto están soldados en los dos extremos en cada caso a una plataforma de tubos, con alimentación de los reactivos en el extremo superior de los tubos de contacto y descarga de la mezcla de gases formados en el extremo inferior de los tubos de contacto, en cada caso mediante una capucha, así como con dispositivos de alimentación y descarga para un medio líquido de transferencia de calor en el espacio de revestimiento entre los tubos de contacto, en la que el flujo del medio de transferencia de calor es conducido en el espacio intermedio entre los tubos de contacto mediante chapas de deflexión, que dejan aberturas de paso alternantes mutuamente opuestas en la pared interior del reactor, en donde las chapas de deflexión exhiben cavidades en forma de segmento de círculo, y en el que el reactor no tiene tubos en la región de las aberturas de paso, que se caracteriza porque los coeficientes de transferencia de calor en la capa de interfaz entre los tubos de contacto y el medio de transferencia de calor son homogeneizados en cada sección transversal, mientras las rutas de flujo del medio de transferencia de calor en cada sección transversal, medidas en cada caso desde el primero hasta el último tubo de contacto en la dirección de flujo del medio de transferencia de calor, son aproximadas mutuamente mediante un arreglo de los tubos de contacto, de modo que al menos una frontera lateral del haz de tubos de contacto hasta la región que no tiene tubos en un plano horizontal entre chapas de deflexión consecutivas, exhibe una forma de arco de círculo.

Preferiblemente, las rutas de flujo del medio de transferencia de calor en cada sección transversal, medidas en cada caso desde el primer hasta el último tubo de contacto en dirección de flujo del medio de transferencia de calor, pueden ser aproximadas mutuamente adicionalmente mediante la incorporación de tubos maniquí.

50 Mediante el arreglo de acuerdo con la invención de los tubos de contacto, pueden reducirse los coeficientes de transferencia de calor en reactores grandes para la fabricación de fosgeno, con diámetros de 3,5 m y mayores, sobre toda sección transversal, de diferencias de aproximadamente 13 a 20 % para reactores de acuerdo con el estado de la técnica, de modo correspondiente al documento WO 03/072237, a valores esencialmente menores en

el intervalo de aproximadamente 8 a 10 %.

La invención es ilustrada a continuación en más detalle mediante un ejemplo de realización así como un dibujo.

5 Para un reactor de escala industrial correspondiente a la representación esquemática en la figura 1, se fabricó fosgeno, con un arreglo de los tubos de contacto correspondiente al estado de la técnica conocido a partir del documento WO 03/072237, para comparación, y con arreglo ajustado de los tubos de contacto correspondiente a la invención.

Se usan 2914 tubos de contacto, con un diámetro exterior de 44,5 mm, un grosor de pared de 2,6 mm, una longitud de 3800 mm, una separación de tubo de 55 mm y un arreglo en los ángulos del triángulo equilátero.

Los tubos de contacto fueron fabricados de acero dúplex 1.4462.

10 El reactor fue enfriado con monoclorobenceno como medio de transferencia de calor, en el que el monoclorobenceno fue conducido a través del revestimiento del reactor, desde arriba hacia abajo, con flujo en forma de meandro en las chapas de deflexión. La cantidad de agente enfriamiento fue 1800 t/h de monoclorobenceno, la temperatura de entrada del monoclorobenceno fue 67°C y la temperatura de salida del monoclorobenceno fue 78,4°C para el ejemplo de realización de acuerdo con el estado de la técnica y para el ejemplo de realización de
15 acuerdo con la invención sin carga elevada de fosgeno, aunque 80,8°C para el ejemplo de realización de acuerdo con la invención, con carga elevada de fosgeno.

A través de los tubos de contacto se condujeron desde arriba hacia abajo el monóxido de carbono y cloro sobre carbón activado como catalizador sólido, en lo cual el exceso de monóxido de carbono fue de 3,5 % en peso, la temperatura de entrada de la mezcla de reacción fue 40°C y la presión de entrada de la mezcla de reacción fue 4,8
20 bar absolutos.

La cantidad generada de fosgeno en el ejemplo de realización de acuerdo con el estado de la técnica y en el primer ejemplo de acuerdo con la invención, fue en cada caso 26717 kg/h, en el segundo ejemplo de realización de acuerdo con la invención fue de 32060 kg/h.

25 La disipación de calor fue 8,25 megavatios en el ejemplo de realización de acuerdo con el estado la técnica y en el primer ejemplo de realización de acuerdo con la invención, en el segundo ejemplo de realización de acuerdo con la invención fue de 9,9 megavatios.

En el ejemplo de realización de acuerdo con el estado de la técnica, en el lado del agente de enfriamiento se alcanzó un coeficiente más malo de transferencia de calor, de 1000 W/m²/K. Esto limitó la disipación de calor y condujo a una carga de fosgeno de 2,1 kg fosgeno /m²/s hasta una temperatura de pared interior de los tubos de
30 contacto de 168°C.

Según el ejemplo de acuerdo con la invención, se modificó el arreglo de tubos de modo que el área de tubo correspondía a la representación esquemática en la figura 3, en el que se aproximaron mutuamente las rutas de flujo del medio de transferencia de calor sobre la sección transversal. Mediante ello se elevó el coeficiente más malo de transferencia de calor sobre la sección transversal a 1150 W/m²/K. Esto condujo, para el resto de condiciones de procedimiento inalteradas, a una menor temperatura de pared interior de los tubos de contacto, de 160°C.
35

Puesto que para el material de los tubos de contacto no es crítica una carga de temperatura de hasta 168°C, existió por ello la posibilidad de elevar la carga de fosgeno para el reactor con arreglo de acuerdo con la invención de los tubos de contacto. Para alcanzar así mismo una temperatura de pared interior de tubos 168°C no críticos, fue posible elevar la carga de fosgeno en 20%, de 2,1 kg fosgeno /m²/s a 2,52 kg fosgeno por m²/s.

40 En los dibujos se muestran en detalle:

Figura 1 la representación esquemática de un corte longitudinal mediante una forma de realización de un reactor de acuerdo con la invención,

45 Figuras 2A a 2C en cada caso distribuciones de temperatura en el área de tubo, en las que la Figura 2A corresponde a un arreglo de los tubos de contacto de acuerdo con el estado de la técnica y las Figuras 2B y 2C corresponden a arreglos de acuerdo con la invención de los tubos de contacto,

Figura 3 un área de tubo mediante una forma de realización de un reactor de acuerdo con la invención, como se usó en los ejemplos de realización,

Figura 4 una forma de realización con un reactor de acuerdo con la invención con arreglo adicional de tubos maniquí en las regiones con peligro de corrosión,

Figura 5 una representación esquemática de la dirección principal de flujo del medio de transferencia de calor en las regiones entre las chapas de deflexión, con representación de la sección A-A en la Figura 5A,

Figura 6 una representación esquemática de un área de tubos modificada de acuerdo con la invención, y

Figura 7 una representación esquemática de otra área de tubos de acuerdo con la invención.

- 5 El reactor 1 representado esquemáticamente en el corte longitudinal en la Figura 1 exhibe un haz de tubos de contacto 2, que están soldados a una plataforma 3 de tubos superior y una inferior.

A través del espacio de revestimiento entre los tubos 2 de contacto se conduce un medio 6 de transferencia de calor, en una forma de realización con introducción del medio 6 de transferencia de calor en el extremo superior y retiro en el extremo inferior del reactor y en otra forma de realización con paso transversal invertido del medio de transferencia de calor, es decir con alimentación en el extremo inferior del reactor, y retiro en el extremo superior del reactor.

10

El flujo del medio 6 de transferencia de calor a través del espacio 4 de revestimiento en los tubos 2 de contacto es dirigido a través de las chapas 5 de deflexión, que están dispuestas de modo horizontal en el reactor, y que de modo alternante dejan aberturas 7 de paso en el revestimiento del reactor.

15 La Figura 2A muestra un área de tubo, es decir un arreglo de los tubos de contacto en una sección transversal entre dos chapas de deflexión adyacentes, de acuerdo con el estado de la técnica, en el que las fronteras laterales mutuamente opuestas del área de tubos son cuerdas 9 de círculo. La dirección principal de flujo del medio de transferencia de calor entre las dos regiones 7 libres de tubos mutuamente opuestas es denominada con y, y la dirección de flujo perpendicular a ella en el plano de la sección transversal a través del reactor es denominada como coordenada x.

20

A partir de la Figura 1 se conoce una distribución de los coeficientes de transferencia de calor sobre el área de tubo, en la que los más bajos, más malos coeficientes de transferencia de calor, de $1168 \text{ W/m}^2/\text{K}$ fueron medidos en los dos lados interiores del tubo, en los extremos de la coordenada x, y los mejores, más grandes coeficientes de transferencia de calor fueron medidos en ambos extremos, en la sección del eje y con las cuerdas 9 de círculo, y que fueron de $1500 \text{ W/m}^2/\text{K}$.

25

La Figura 2B muestra un área de tubo con arreglo modificado de acuerdo con la invención de los tubos de contacto, en el que las fronteras laterales de cuerdas 9 de círculo en el estado de la técnica están modificadas hasta una línea poligonal.

En la Figura 2C se refleja más claramente esta modificación. De modo correspondiente los más bajos (más malos) coeficiente de transferencia de calor de $1308 \text{ W/m}^2/\text{K}$ fueron medidos en los dos extremos sobre el eje x, en la pared interior del tubo.

30

Las representaciones en las Figuras 2A a 2C muestran con ello que en un arreglo modificado de acuerdo con la invención de los tubos de contacto, se eleva esencialmente el coeficiente más malo de transferencia de calor, respecto al estado de la técnica, y de modo correspondiente las regiones con peligro de corrosión son más pequeñas.

35

La Figura 3 muestra un área de tubo para una forma de realización de un reactor de acuerdo con la invención, como se usó en los ejemplos de realización. Para un reactor con un diámetro interior de 3550 mm o el arreglo de los tubos de contacto modificado de modo que las fronteras laterales en el área de tubo, se transformaron en cuerdas de círculo hasta una línea poligonal con las dimensiones indicadas en mm en la Figura 3.

40 La Figura 4 muestra una sección transversal por una forma preferida de realización para un arreglo de acuerdo con la invención de tubos de contacto, en la que en las regiones con peligro de corrosión se prevé adicionalmente un tubo maniquí.

La Figura 5 muestra una representación esquemática simplificada para la dirección principal de flujo del medio de transferencia de calor, a través del espacio 4 de revestimiento entre los tubos de contacto, entre las chapas 5 de deflexión, que en el revestimiento interior del reactor dejan en cada caso de manera alternante aberturas 7 de paso mutuamente opuestas. La dirección principal de flujo es denominada como dirección y, la dirección longitudinal a través del reactor como coordenada z.

45

La Figura 5A muestra una representación de corte en el plano A-A a través del reactor representado esquemáticamente en la Figura 5, con aclaración del algoritmo iterativo para la determinación del arreglo de acuerdo con la invención de los tubos de contacto.

50

El corte en el plano A-A a través del reactor 1 ilustra el área de tubo de acuerdo con el estado de la técnica, de la cual se parte en la invención, es decir con fronteras laterales del área de tubo en forma de cuerdas 9 de círculo.

5 La dirección principal de flujo del medio de transferencia de calor está denominada como coordenada y, y la coordenada perpendicular a ella, en el plano de la sección transversal del reactor, es denominada como coordenada x.

10 El área de tubo está dividida en el ejemplo 3 en líneas 10 paralelas y equidistantes a las cuerdas 9 de círculo. Sus líneas 10 están divididas en m, actualmente 5 puntos equidistantes, en las que el primero y el último puntos, actualmente el primero y el quinto puntos, están en cada caso en el borde más exterior del área de tubos, es decir en el revestimiento del reactor 1. Los puntos en cada caso i-ésimos sobre la línea 10 están unidos mutuamente, en lo cual se obtienen las rutas de flujo, cuyas longitudes son aproximadas mutuamente por la etapa descrita de iteración.

La Figura 6 ilustra un área de tubo para un arreglo de acuerdo con la invención de los tubos de contacto, en el que las fronteras laterales de cuerdas de círculo son modificadas hasta arcos de círculo.

15 La Figura 7 ilustra otra forma de realización para un arreglo de acuerdo con la invención de los tubos de contacto, en el que solamente una de las fronteras laterales del área de tubos ha sido modificada desde una cuerda de círculo hasta un arco de círculo. La segunda frontera lateral del área de tubos permanece en este ejemplo de realización en la forma de una cuerda de círculo 9.

REIVINDICACIONES

1. Reactor (1) cilíndrico para la fabricación de fosgeno mediante la reacción de monóxido de carbono y cloro en fase gaseosa, en presencia de un catalizador sólido, el cual está dispuesto en los tubos (2) de contacto en un haz de tubos (2) de contacto, que en ambos extremos de los mismos están soldados en cada caso a una plataforma (3) de tubos, con alimentación de los reactivos en el extremo superior de los tubos (2) de contacto y descarga de la mezcla de reacción en forma de gas en el extremo inferior de los tubos (2) de contacto, en cada caso sobre una capucha, así como con dispositivos de alimentación o descarga para un medio (6) líquido de transferencia de calor en el espacio (4) de revestimiento entre los tubos (2) de contacto, en el que el flujo del medio (6) de transferencia de calor en el espacio (4) intermedio entre los tubos (2) de contacto es conducido por medio de chapas (5) de deflexión, que dejan en la pared interior del reactor de modo alternante aberturas (7) de paso mutuamente opuestas, en el cual las chapas (5) de deflexión exhiben cavidades en forma de segmento de círculo, y en el que el reactor (1) está libre de tubos en la región de las aberturas (7) de paso,

caracterizado porque

los coeficientes de transferencia de calor en la capa de interfaz entre los tubos (2) de contacto y el medio (6) de transferencia de calor sobre cada sección transversal del reactor, son homogeneizados, en lo cual las rutas de flujo del medio (6) de transferencia de calor en toda sección transversal del reactor, medidas en cada caso desde el primer hasta el último tubo (2) de contacto en dirección del flujo del medio (6) de transferencia de calor, son aproximadas mutuamente mediante un arreglo de los tubos (2) de contacto, de modo que al menos una frontera lateral del haz de tubos (2) de contacto respecto a la región libre de tubos, en un plano horizontal entre dos chapas (5) de deflexión consecutivas, exhiben una forma de arco de círculo.

2. Reactor de acuerdo con la reivindicación 1, caracterizado porque las rutas de flujo del medio (6) de transferencia de calor en cada sección transversal del reactor, medidas en cada caso desde el primer hasta el último tubo (2) de contacto en dirección del flujo del medio (6) de transferencia de calor, son emparejadas una con otra mediante la introducción de tubos (8) maniquí.

3. Reactor de acuerdo con las reivindicaciones 1 o 2, caracterizado porque el arreglo modificado de los tubos (2) de contacto ocurre de modo que las dos fronteras laterales mutuamente opuestas del haz de tubos (2) de contacto, respecto a la región libre de tubos, exhiben una forma de arco de círculo.

4. Reactor de acuerdo con una de las reivindicaciones 1 a 3, caracterizado porque el arco en forma de círculo de las fronteras laterales mutuamente opuestas del haz de tubos (2) de contacto es aproximado mediante una línea poligonal inscrita en el arco de círculo.

5. Reactor de acuerdo con una de las reivindicaciones 1 a 4, caracterizado porque las aberturas (7) de paso alternantes mutuamente opuestas de las chapas (5) de deflexión están ajustadas a las fronteras laterales del haz de tubos (2) de contacto.

6. Reactor de acuerdo con una de las reivindicaciones 1 a 5, caracterizado porque en la región interior del reactor (1) se prevén accesorios que perturban el flujo, en particular chapas perforadas.

7. Procedimiento para la fabricación de fosgeno mediante la reacción de monóxido de carbono y cloro en fase gaseosa, en presencia de un catalizador sólido en un reactor (1) cilíndrico, con un haz de tubos (2) de contacto que contienen el catalizador sólido, y en el que los tubos (2) de contacto están soldados en ambos extremos de los mismos en cada caso a una plataforma (3) de tubos, con alimentación de los reactivos en el extremo superior de los tubos (2) de contacto y descarga de la mezcla de reacción en forma de gas en el extremo inferior de los tubos (2) de contacto, en cada caso sobre una capucha, así como con dispositivos de alimentación o descarga para un medio (6) líquido de transferencia de calor en el espacio (4) de revestimiento entre los tubos (2) de contacto, en el que el flujo del medio (6) de transferencia de calor en el espacio (4) intermedio entre los tubos (2) de contacto es conducido por medio de chapas (5) de deflexión, que dejan en la pared interior del reactor de modo alternante aberturas (7) de paso mutuamente opuestas, en el cual las chapas (5) de deflexión exhiben cavidades en forma de segmento de círculo, y en el que el reactor (1) está libre de tubos en la región de las aberturas (7) de paso, caracterizado porque los coeficientes de transferencia de calor en la capa de interfaz entre los tubos (2) de contacto y el medio (6) de transferencia de calor en cada sección transversal del reactor son homogeneizados, en lo cual las rutas de flujo del medio (6) de transferencia de calor en toda sección transversal del reactor, medidas en cada caso desde el primer hasta el último tubo (2) de contacto en dirección del flujo del medio (6) de transferencia de calor, son aproximadas mutuamente mediante un arreglo de los tubos (2) de contacto, de modo que al menos una frontera lateral del haz de tubos (2) de contacto respecto a la región libre de tubos, en un plano horizontal entre dos chapas (5) de deflexión consecutivas, exhibe una forma de arco de círculo.

8. Procedimiento de acuerdo con la reivindicación 7, caracterizado porque las rutas de flujo del medio (6) de

transferencia de calor en cada sección transversal del reactor, medidas en cada caso del primer al último tubo (2) de contacto en dirección de flujo del medio (6) de transferencia de calor, son igualadas mediante la introducción de tubos (8) maniquí.

FIG.1

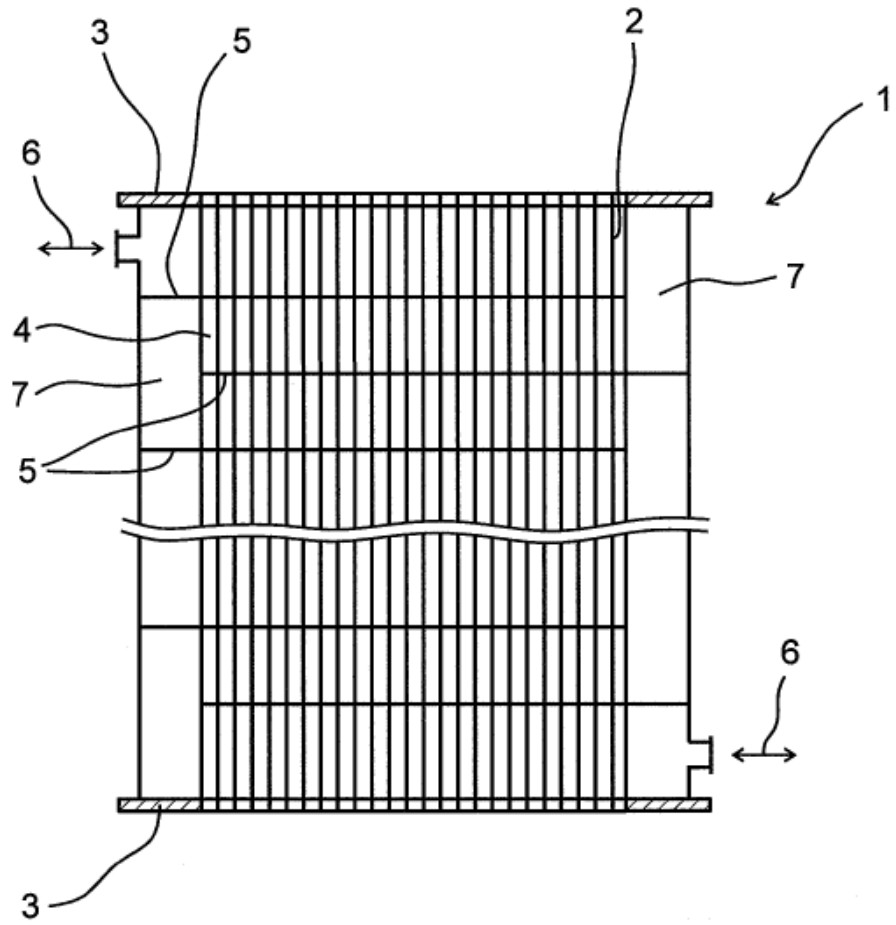


FIG.2A

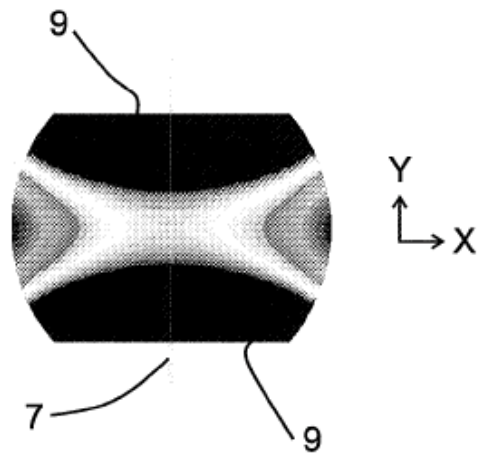


FIG.2B

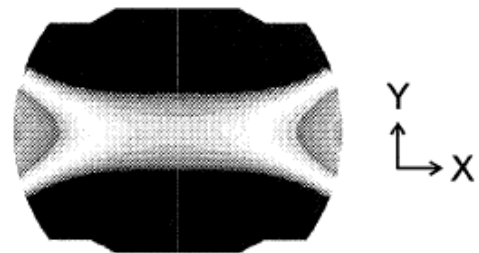


FIG.2C

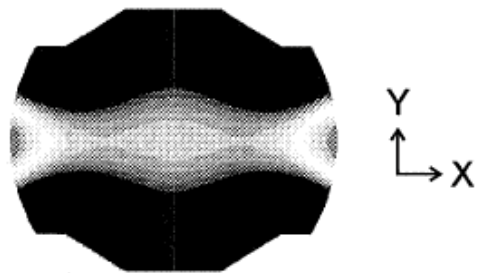


FIG.3

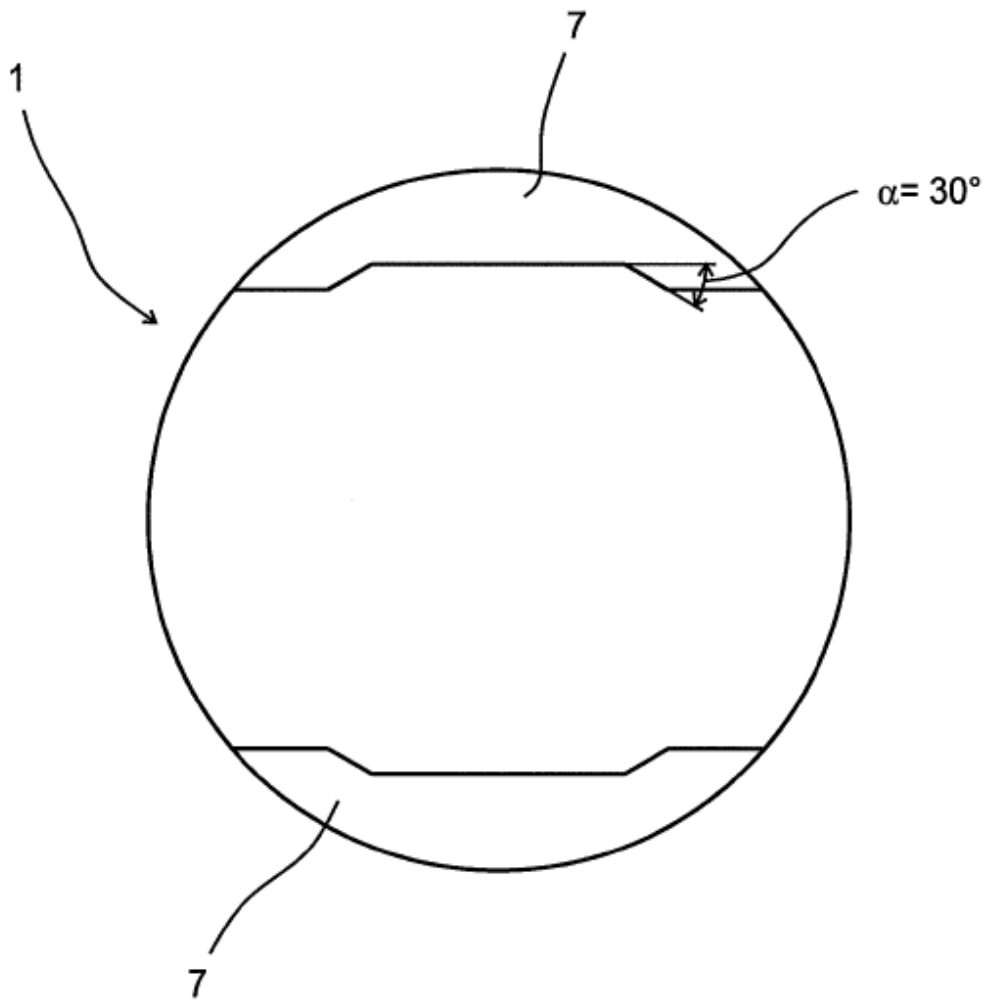


FIG.4

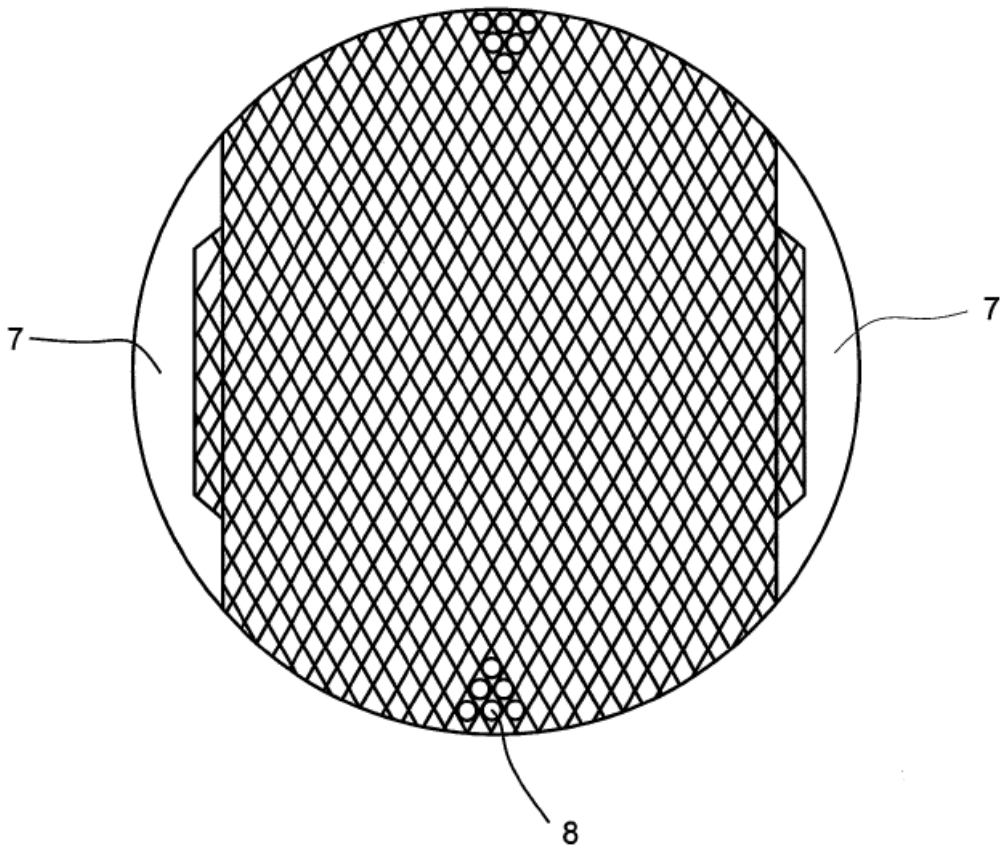


FIG.5

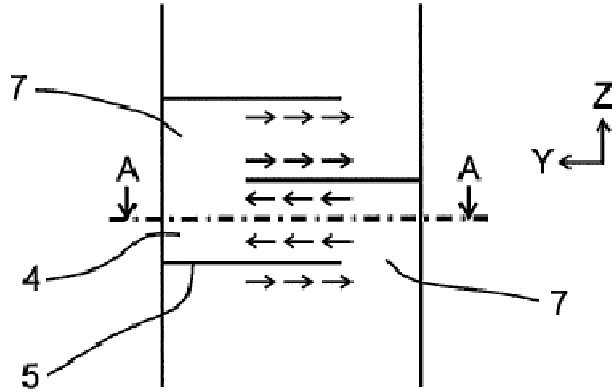


FIG.5A

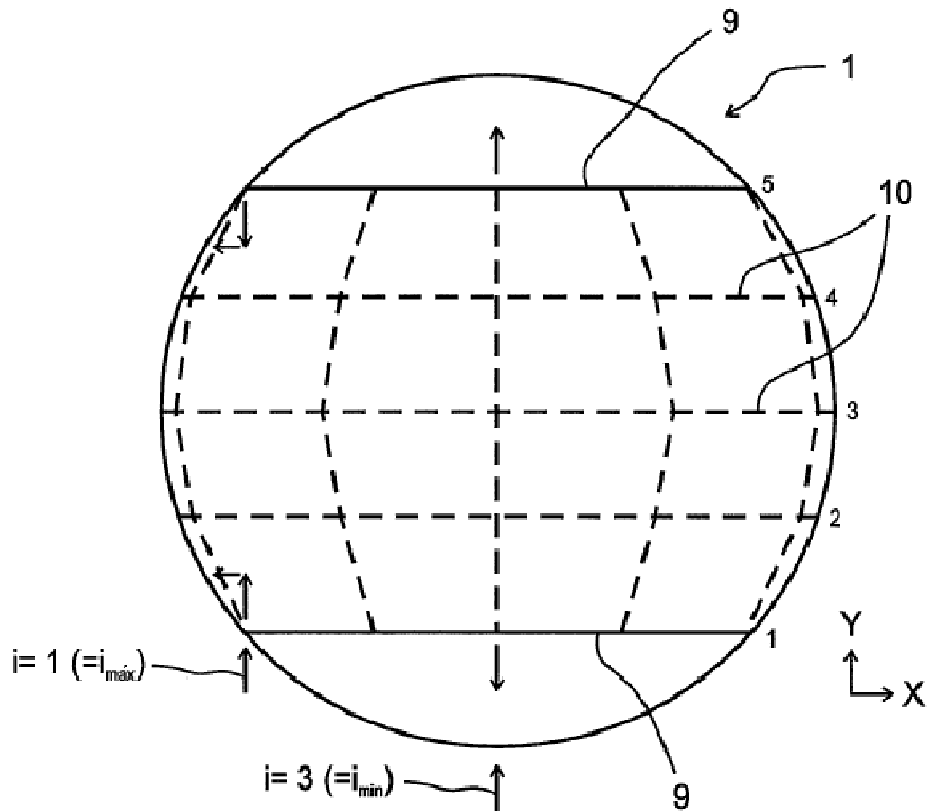


FIG.6

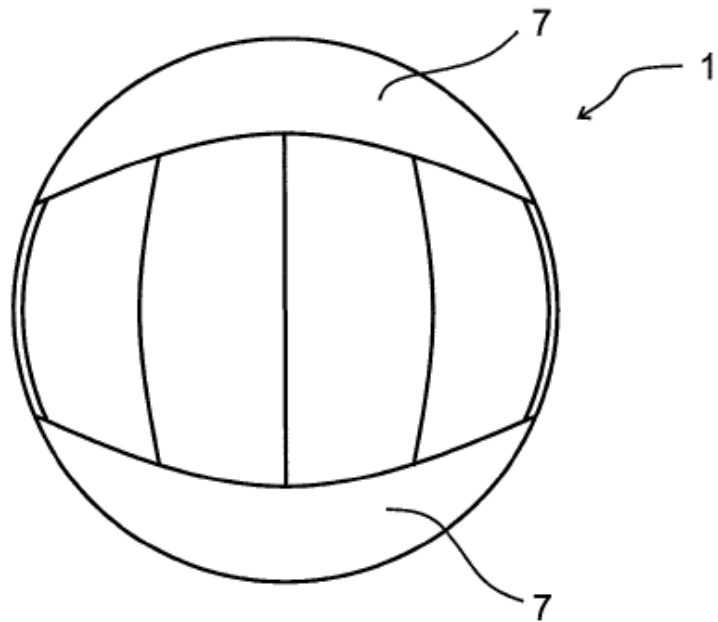


FIG.7

