(19) OFICINA ESPAÑOLA DE PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA

(11) Número de publicación: **2 372 670**

(51) Int. Cl.:
B01J 8/02 (2006.01)
B01J 8/06 (2006.01)

(12) TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA T3

(96) Número de solicitud europea: **09714360 .6**
(96) Fecha de presentación: **12.02.2009**
(97) Número de publicación de la solicitud: **2249958**
(97) Fecha de publicación de la solicitud: **17.11.2010**

(54) Título: **REACTOR PARA LA PREPARACIÓN DE METANOL.**

(30) Prioridad:
25.02.2008 DK 200800260
25.02.2008 DK 200800261

(45) Fecha de publicación de la mención BOPI:
25.01.2012

(45) Fecha de la publicación del folleto de la patente:
25.01.2012

(73) Titular/es:
Haldor Topsoe A/S
Nymollevej 55
2800 Lyngby, DK

(72) Inventor/es:
THORHAUGE, Max

(74) Agente: **Lehmann Novo, Isabel**

ES 2 372 670 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 para la preparación de metanol

CAMPO DE LA INVENCIÓN

La presente invención se refiere a la producción industrial de metanol por conversión de un gas de síntesis que contiene hidrógeno, monóxido de carbono y dióxido de carbono en presencia de un catalizador de la síntesis de metanol.

La invención se refiere en particular a un reactor que permite una condición de equilibrio mejorada de la reacción del metanol, y de ese modo la recirculación reducida o eliminada del gas de síntesis mediante una separación in situ de metanol a medida que se forma a partir del gas de síntesis.

ANTECEDENTES DE LA INVENCIÓN

La preparación de metanol se basa en las siguientes tres reacciones en el equilibrio:

(1) $CO + 2\ H_2 \Leftrightarrow CH_3OH$

(2) $CO_2 + 3\ H_2 \Leftrightarrow CH_3OH + H_2O$

(3) $CO + H_2O \Leftrightarrow CO_2 + H_2$

Debido al equilibrio, sólo una fracción del gas de síntesis se convierte en metanol, y la parte restante del gas de síntesis se ha de reciclar. La separación in situ de metanol a partir del gas de síntesis se describe en la patente US nº 4.731.387. En un reactor de flujo percolador de gas-sólido, el metanol se elimina mediante un material de absorción, y de ese modo mejora la condición de equilibrio. Después de haber pasado el reactor, el metanol se desorbe del material de absorción, y el material de absorción se recicla a la entrada del reactor. Los inconvenientes de tal sistema radican en la complejidad del sistema, lo que da como resultado dificultades operacionales y un mayor coste de inversión.

Otra forma de superar las limitaciones del equilibrio se describe en la patente US nº 5.262.443, en la que el reactor catalítico se opera a una temperatura y presión en las que una parte del metanol producido se condensa en el lecho de catalizador. Aplicando esta invención, es posible reducir o eliminar la recirculación cara del gas de síntesis. Sin embargo, hay dos inconvenientes al operar de esta manera.

A fin de operar por debajo del punto de rocío del gas, la temperatura del catalizador se ha de reducir por debajo del nivel óptimo de temperatura para la reacción catalítica. La menor temperatura da como resultado una menor actividad, lo que incrementa el volumen de catalizador necesario y el coste del reactor.

El segundo problema implica la condensación de metanol en el catalizador poroso. El gas de síntesis se ha de difundir dentro del catalizador a través del sistema de poros, para iniciar la reacción catalítica. Si los poros están llenos de metanol, la velocidad de difusión y la actividad catalítica se reducen de forma muy importante.

Estos dos problemas reducen la actividad catalítica varias veces en comparación con la actividad obtenida en el procedimiento de síntesis del metanol convencional. Como consecuencia de la actividad reducida, se ha de incrementar el tamaño del reactor condensador, dando como resultado reactores que son más caros que los reactores convencionales con el reciclaje del gas de síntesis.

SUMARIO DE LA INVENCIÓN

La presente invención proporciona en general un diseño mejorado de un método catalítico y reactor para la producción de metanol en condiciones de equilibrio, mediante el cual el metanol, según se forma, se separa de la fase gaseosa en la fase líquida dentro del reactor sin reducir la actividad catalítica del catalizador del metanol. Esto se logra ajustando el punto o temperatura de ebullición de un agente refrigerante líquido que está en contacto indirecto con las partículas del catalizador, y proporcionando una relación específica de volumen de lecho de catalizador a área superficial refrigerante. De ese modo, la condensación del metanol, a medida que se forma en la fase gaseosa, tiene lugar en la superficie refrigerante que está dispuesta uniformemente distribuida en el reactor.

Más particularmente, la invención es un reactor para la producción de metanol según las reivindicaciones 1 a 3.

Una realización específica del reactor se define en la reivindicación 4.

La invención proporciona además un método para la producción de metanol según las reivindicaciones 5 a 7.

Realizaciones específicas de la invención serán manifiestas a partir de la descripción detallada de la invención.

DESCRIPCIÓN DETALLADA DE LA INVENCIÓN

En general, el tipo de reactor para uso en la invención es de poca importancia. La temperatura o punto de ebullición requerido del agente refrigerante líquido será el mismo para cualquiera de los tipos de reactor, y el volumen de catalizador a área superficial refrigerante será idéntico después de la corrección para la diferente geometría.

La “temperatura” del agente refrigerante líquido es la temperatura media, definida como la temperatura del agente refrigerante después de haber recibido la mitad del calor transferido total. Para reactores que originan vapores, la temperatura media estará próxima a la temperatura del punto de burbujeo del agente refrigerante líquido.

Los reactores de metanol más útiles son los tipos de reactor que originan vapor. Los tres tipos principales de reactor de metanol que origina vapor son:

reactor tipo 1, en el que el gas de síntesis entra en la parte superior del lecho de catalizador y el lecho de catalizador está rodeado indirectamente por el agente refrigerante líquido, y el gas de síntesis y el metanol líquido condensado se mueven hacia abajo a contracorriente. En la Figura 8 en los dibujos se muestra un ejemplo de tal reactor.

Reactor tipo 2, en el que el gas de síntesis entra en la parte superior del lecho de catalizador y el agente refrigerante líquido está rodeado indirectamente por un lecho de catalizador, y el gas de síntesis y el líquido condensado se mueven hacia abajo a contracorriente. En la Figura 9 se muestra un ejemplo de tal reactor.

Reactor tipo 3, en el que el gas de síntesis entra perpendicular al eje del reactor cilíndrico y el agente refrigerante líquido está rodeado indirectamente con un lecho de catalizador, y el gas de síntesis y el metanol líquido condensado pasan de manera radial a través del reactor. En la Figura 11 se muestra un ejemplo de tal reactor.

La expresión “rodeado indirectamente”, mencionada aquí anteriormente y en lo siguiente, se refiere al principio conocido habitualmente de intercambio de calor indirecto, en el que un agente refrigerante o calefactor está en contacto térmico indirecto con otro fluido que se separa del agente refrigerante/calefactor mediante una superficie de transferencia de calor en forma de, por ejemplo, una pared de un tubo o una placa de un intercambiador de calor.

A fin de obtener que la condensación de metanol, a medida que se forma en el lecho de catalizador, tenga lugar sustancialmente en una superficie refrigerante según la invención, se han de cumplir dos medidas contradictorias:

1. Tener una temperatura suficientemente elevada en el lecho de catalizador, y el flujo térmico ha de ser pequeño. Esto se puede lograr disminuyendo el área de refrigeración o incrementando la temperatura del agente refrigerante.

2. Una temperatura suficientemente elevada requiere una producción elevada de calor o una velocidad elevada de reacción. Si el gas de síntesis del metanol está en equilibrio termodinámico con el metanol, la reacción catalítica llegará a detenerse, y por tanto se desvanecerá la producción de calor. Por lo tanto, es necesario asegurarse que el metanol producido es transportado a la superficie refrigerante a una velocidad elevada. Esto se puede lograr incrementando el área de refrigeración, o disminuyendo la temperatura del agente refrigerante líquido.

Mediante la invención, la actividad catalítica se mantiene elevada, evitando la condensación mediante el ajuste de la relación entre el volumen de catalizador y el área superficial de refrigeración, junto con una temperatura específica del agente refrigerante líquido como se describe con detalle más abajo.

La longitud del camino de transporte del metanol que se produce en el lecho de catalizador se ajusta a una longitud a la que la concentración de metanol en el lecho de catalizador es adecuadamente baja de manera que el calor de la reacción aumenta hasta una temperatura, en la que compensa la cantidad de calor eliminado por la misma longitud de transporte. Al mismo tiempo, asegura que la temperatura de la superficie refrigerante es suficientemente baja de manera que tiene lugar la condensación, y la temperatura del lecho de catalizador es tan alta que se evita la condensación sobre el catalizador y se mantiene una velocidad de reacción elevada.

Este efecto es lograble a una temperatura específica de la superficie refrigerante. El calor que es necesario eliminar del reactor es de tal magnitud que, para cualquier razón práctica, sólo se puede eliminar mediante calor de evaporación o mediante intercambio de calor con un agente refrigerante líquido. La temperatura de la superficie del área refrigerante está próxima a la de la temperatura del agente refrigerante líquido.

A fin de evitar la condensación de metanol en el lecho de catalizador, el calor de la producción debe ser suficientemente elevado para compensar el calor eliminado en el área de refrigeración incrementando la relación de volumen de catalizador a área superficial de refrigeración, y la relación de volumen de catalizador a área superficial de refrigeración debe ser adecuada al transporte del vapor de metanol producido hacia la superficie refrigerante.

Se prefiere que el rearrastre de metanol líquido se reduzca o evite sustancialmente. El rearrastre del líquido se puede evitar reduciendo la resistencia del flujo del metanol bruto que fluye hacia abajo sobre la superficie

refrigerante, empleando por ejemplo partículas de catalizador con un diámetro equivalente de más de 0,002 m y/o por medio de un estabilizador de la película líquida, como se muestra en las Figuras 1-7.

El rearrastre del metanol líquido hacia el lecho de catalizador también se puede evitar introduciendo el área de calentamiento en el reactor, que mantiene la temperatura del lecho de catalizador por encima del punto de rocío del metanol. El área de calentamiento también mantendrá la temperatura del catalizador por encima del punto de rocío en los casos en los que la producción de calor es insuficiente para mantener la temperatura del catalizador por encima del punto de rocío. El área de calentamiento se distribuirá uniformemente, al igual que para el área de enfriamiento, en el lecho de catalizador a fin de obtener un gradiente de temperatura forzado en el lecho. Puesto que la producción de calor es mayor en el lado de entrada de gas de síntesis del reactor en comparación con el lado de salida del reactor, el área de calentamiento puede enfriar el lecho de catalizador en la región de entrada del reactor, y calentar solamente el lecho de catalizador en la región de salida del reactor. Se prefiere introducir el agente refrigerante en una dirección del flujo a contracorriente con el gas de síntesis. De ese modo, la región de salida del reactor se puede volver a calentar por calor en exceso desde la región de entrada. El agente calefactor para uso en el área de calentamiento es preferiblemente agua de alimentación de la caldera, vapor, o una mezcla de estos. La presión del agente calefactor está preferiblemente entre alrededor de 2,3 MPa y alrededor de 6,4 MPa.

La principal ventaja del método y reactor de esta invención es una conversión elevada del gas de síntesis de metanol en el reactor, obtenida por la eliminación continua del metanol formado a partir de la fase gaseosa en la fase líquida sobre la superficie refrigerante a través de condensación. Por lo tanto, el procedimiento de metanol se puede llevar a cabo en modo de entrada única, sin recirculación del gas de síntesis sin convertir.

Comparado con los reactores de metanol de agua hirviendo convencionales, una ventaja de la presente invención es una producción incrementada de vapor, puesto que el calor de condensación se utiliza en el reactor para la producción de vapor, mientras que el calor de condensación se elimina típicamente en un condensador posterior enfriado con agua. Si el calor de la reacción se elimina calentando agua de alimentación de la caldera, el agua de alimentación de la caldera se puede enfriar subsiguientemente expandiendo instantáneamente el vapor formado en un tambor de expansión súbita externo.

Como en el procedimiento de metanol convencional, se forman algunos subproductos; entre estos están acetona y metiletilcetona, que son difíciles de eliminar por destilación. Puesto que la reacción de hidrogenación es muy rápida, las cetonas estarán en equilibrio termodinámico a la temperatura dada en el reactor. Las cetonas se disolverán principalmente en el metanol bruto condensado en la superficie refrigerante, en la que el equilibrio termodinámico es más favorable hacia la conversión de las cetonas en los alcoholes correspondientes. Esto da como resultado un menor contenido de cetona en el metanol producido, en comparación con el reactor de metanol operado de forma convencional.

Los parámetros del procedimiento descritos anteriormente, y el diseño y dimensiones del reactor, se pueden calcular por medio de las siguientes ecuaciones (Ecuación 1 – Ecuación 3) y los valores predeterminados de:

P [MPa] es la presión absoluta del gas de síntesis en la entrada del reactor.

MW [kg/kmol] es el peso molecular medio del gas de síntesis en la entrada del reactor.

Y(x) [fracción molar] es la concentración de cada componente en la entrada del reactor.

Entonces

Ecuación 1:

$$H = E*Exp(-3978/(TBW[ºC]+273)+12,3)*(1+3978*E*(220-TBW[ºC])/((TBW[ºC]+273)^2))/(D*P*9,87);$$

en la que:

TBW es la temperatura media del agente refrigerante, definida como la temperatura del refrigerante después de haber recibido la mitad del calor transferido total.

$$M = (Y(H_2)-Y(CO_2))/(Y(CO)+Y(CO_2));$$

(el módulo de gas de entrada)

$$A = 1,0-Y(CO) -Y(H_2) -Y(CO_2)-Y(CH_3OH)-Y(H_2O);$$

(la fracción de inertes)

$$B = Y(CO)/Y(CO_2);$$

(la relación de CO a CO_2)

si M es menor que 2,0, entonces C = 1,0, de otro modo C = Exp(0,2*(M-2,0));

(Exp es el antilogaritmo natural o la función exponencial con el número de base 2,71828)

D = (0,072*Ln(B)+0,244)*C*(1,125-2,5*A)*(0,478+ P/25,2); Ln es el logaritmo natural con número de base 2,71828).

E = Exp((P-13,2)/30,1)

habiendo calculado la temperatura media del agente refrigerante líquido, se puede calcular la relación de volumen de catalizador a área superficial refrigerante mediante la Ecuación 2 usando el valor de diseño L, que tiene un número entre 0,4 y 5:

Ecuación 2:

VCAT/ACOOL [m^3/m^2] = K*L*((G*DEQ[m]*(220-TBW))^{0,5})

en la que:

si M es mayor que 2,0 entonces J = (Y(CO)+Y(CO_2)), de otro modo J = Y(H_2)*(B+1)/(2*B + 3);

G = MW-Y(CH_3OH)*32-15,5*J)/(1-D)*29*J);

K es la constante geométrica que depende de los tipos 1-3 de reactor empleados, como se describe aquí anteriormente:

tipo 1 de reactor: K = 0,027; tipo 2 de reactor: K = 0,045;

tipo 3 de reactor: K = 0,02;

y en la que:

DEQ [m] es el diámetro equivalente del pelete catalítico calculado como el diámetro de una esfera que tiene el mismo volumen que la partícula de catalizador DEQ = (6*(volumen de la partícula [m3])/3,14)^{0,33}. Si se emplea más de un tamaño de peletes, se calcula un diámetro equivalente medio ponderal DEQ = (Σ w (i)*(DEQ(i)^3))^{0,33}, en la que w(i) es la fracción ponderal de las partículas con un diámetro equivalente de DEQ(i) [m];

VCAT [m^3] es el volumen bruto sedimentado del catalizador en el reactor; y

ACOOL [m^2] es el área de transferencia de calor de la superficie refrigerante donde tiene lugar la condensación del metanol:

Para el reactor de tipo 1, ACOOL es el área interna total de los tubos de catalizador. Si los tubos de catalizador tienen aletas interiores longitudinales, ACOOL es el área exterior de los cilindros más grandes encerrados por los tubos con aletas.

Para los tipos 2 y 3 de reactor, ACOOL es el área exterior total de los tubos refrigerantes que contienen el agente refrigerante líquido con una temperatura media de TBW. Si los tubos de catalizador tienen aletas longitudinales, ACOOL es el área exterior de los cilindros más pequeños que encierran a los tubos con aletas.

Si se emplean intercambiadores de calor de placas térmicas, ACOOL es el área exterior total del rectángulo más pequeño que encierra a las placas de intercambio de calor.

Si tiene lugar el rearrastre al lecho de catalizador, o si la generación del calor de reacción es demasiado baja para mantener el catalizador por encima del punto de rocío del metanol, se prefiere introducir una segunda área calefactora AREHEAT [m^2] en los tipos 2 y 3 del reactor como se definen previamente. Esta segunda área calefactora asegurará que la temperatura del catalizador se mantenga por encima del punto de rocío del metanol. El agente calefactor usado en el área de calentamiento puede ser agua de alimentación de la caldera, vapor, o una mezcla de estos, con un punto de ebullición entre 220ºC y 280ºC para el medio líquido, o el punto de rocío debe estar entre 220ºC y 280ºC para el vapor.

DESCRIPCIÓN DETALLADA DE LAS FIGURAS

Las Figuras 1A y 1B muestran un equipo interno de malla de alambre para uso en la invención. Un medio refrigerante líquido 1 está en el exterior del tubo 2 de acero. El tubo refrigerante está en su pared interna provisto con una malla de alambre cilíndrica 3 (detalle A) separada de la pared. El tubo 2 contiene un lecho de

catalizador fijo 4. Una película 5 de condensado de metanol, que se produce dentro del lecho 4 en la fase gaseosa, se condensa como película sobre la pared interna del tubo y fluye descendentemente entre la pared interna y la gasa de alambre. La disposición se puede invertir de tal manera que un agente refrigerante esté dentro del tubo y el cilindro de gasa de alambre fuera del tubo, y el lecho de catalizador esté fuera del cilindro de la gasa de alambre.

La Figura 2 muestra un equipo interno de espiral de acero para uso en la invención. Un agente refrigerante líquido 1 está en el exterior del tubo 2 de acero. La espiral 3 de acero está dispuesta dentro del tubo 2 que contiene un lecho de catalizador fijo 4. La película 5 de condensado de metanol fluye descendentemente en el lado inferior de la espiral.

La Figura 3 muestra un equipo interno de hélice de acero para uso en la invención. Un agente refrigerante líquido 1 fluye fuera de un tubo 2 de acero. Una hélice 3 de acero está dispuesta en el lecho de catalizador fijo 4. Una película 5 de condensado de metanol fluye descendentemente sobre el tubo 2 de pared interna y es forzada hacia la pared 2 mediante la fuerza centrífuga creada mediante la rotación forzada de un gas de síntesis que se hace pasar en una dirección axial a través del tubo 2. El tubo 2 puede estar equipado con dos hélices 3, estando cada espiral desplazada 180º una respecto de la otra.

Las Figuras 4A y 4B muestran un equipo interno de fibra porosa para uso en la invención. Un agente refrigerante líquido rodea un tubo refrigerante 2 que está equipado con un cilindro 3 de fibra tejida o un cilindro de estera de fibra unida cerámica sobre la pared interna del tubo 2. Un lecho de catalizador fijo 4 está dispuesto dentro del tubo 2. Una película 5 de condensado de metanol fluye descendentemente dentro del equipo interno de fibra porosa. La disposición se puede invertir de tal manera que el agente refrigerante esté dentro del tubo 2 y el equipo 3 esté fuera del tubo, y el lecho de catalizador 4 esté fuera del equipo 3.

La Figura 5 es una vista en sección transversal de un tubo catalítico 2 con aletas internas para uso en la invención. Un agente refrigerante líquido 1 está fuera del tubo 2 de acero con aletas longitudinal, en el que el número de aletas internas es preferiblemente mayor que 3,14 multiplicado por el diámetro del tubo interno nominal dividido entre el diámetro equivalente del pelete catalítico. Las aletas internas crearán un espacio vacío entre la pared de acero y el lecho de catalizador, permitiendo que el condensado de metanol fluya hacia abajo con menos resistencia. Un lecho de catalizador fijo 3 está dispuesto dentro del tubo, y una película 4 de condensado de metanol fluye descendentemente entre la pared interna del tubo y el lecho de catalizador 4.

La Figura 6 es una vista en sección transversal de un tubo refrigerante con aletas externas para uso en la invención. Un agente refrigerante líquido 1 está fuera de un tubo 2 de acero con aletas longitudinal, en el que el número de aletas externas es preferiblemente mayor que 3,14 multiplicado por el diámetro del tubo exterior nominal dividido entre el diámetro equivalente del pelete catalítico. Las aletas exteriores crearán un espacio vacío entre la pared de acero y el lecho de catalizador, permitiendo que una película 4 de condensado de metanol fluya en la pared interna del tubo con menos resistencia.

La Fig. 7 es un intercambiador de calor de placa corrugada para uso como un área refrigerante según la invención. Se introduce un agente refrigerante líquido 1 a través de la entrada 1a, que abandona el intercambiador de calor en forma gaseosa 2 a través de la salida 2a. Un lecho de catalizador fijo 3 rodea al intercambiador de placas. El intercambiador de calor está provisto de una superficie 4 corrugada sinoidal, que proporciona un espacio vacío entre las partículas de catalizador y la superficie del intercambiador de calor, permitiendo que el metanol 5 condensado fluya sobre la superficie con menos resistencia. La longitud de onda de la corrugación sinoidal es menor que el diámetro equivalente del catalizador.

La Figura 8 muestra una vista longitudinal de un reactor de metanol multitubular según una realización específica de la invención. El reactor está provisto en su carcasa 14 de presión con una entrada 1 de gas de síntesis, un orificio 2 de acceso, una entrada 4 para un agente refrigerante líquido, una salida 5 para una mezcla de líquido-vapor del medio refrigerante, una salida 9 para el gas de síntesis sin convertir y el metanol bruto líquido, y una línea 12 de líquidos.

En la parte superior 3 del reactor, con una lámina 6 de tubo superior, la parte superior 3 opcionalmente se puede llenar parcialmente de un catalizador.

En la región de salida del reactor, existe una lámina 7 del tubo inferior, un lecho de soporte de esferas inertes 8 y una rejilla 11 de soporte perforada que mantiene el lecho inerte. Una pluralidad de tubos 13 se llenan con catalizador de metanol, pudiendo cada uno de estos tubos mantener equipo estabilizador de líquidos como se describe anteriormente. Estos tubos se disponen en una inclinación triangular. El metanol que se forma dentro de los tubos condensa en la pared interior de los tubos, siendo enfriado por el agente refrigerante, y fluye descendentemente hacia la salida 9.

La Figura 9 es una vista longitudinal de un reactor de metanol con un lecho de catalizador 8 y un intercambiador de calor tubular 11 dispuesto en el lecho de catalizador según una realización específica de la

invención. El gas de síntesis de metanol se introduce a través de la entrada 1 y se hace pasar a través del lecho de catalizador 8. El agente refrigerante líquido se introduce vía un colector 4 de entrada en el intercambiador tubular de calor 11, y se extrae en forma de una mezcla de vapor-líquido a través del colector 5 de salida. En la parte inferior del reactor, una rejilla 6 de soporte perforada mantiene un lecho 9 de soporte de esferas inertes. La parte principal de los catalizadores está situada entre el intercambiador de calor 11, que consiste en una pluralidad de tubos, tubos con un estabilizador de película líquida sobre la superficie exterior, tubos con aletas longitudinales, o placas de intercambiador de calor corrugadas. El metanol, a medida que se forma en el lecho de catalizador, se condensa sobre la superficie del intercambiador de calor 11 y es extraído en la fase líquida a través de la salida 10.

La Figura 10 es una vista longitudinal de un reactor de metanol que se proporciona con un lecho fijo de catalizador 8 de metanol según una realización específica de la invención. En el lecho 8 se monta una superficie refrigerante en forma de un intercambiador 11 de calor tubular, y una superficie calefactora en forma de un intercambiador 15 de calor tubular. En la parte inferior del reactor, una rejilla 6 de soporte perforada sostiene un lecho 9 de soporte de esferas inertes. El gas de síntesis de metanol se introduce en el lecho 8 vía la entrada 1. Se introduce un agente calefactor en el intercambiador 15 de calor vía el colector 13 de entrada, y se extrae a través del colector 14 de salida. En el intercambiador 11 de calor se introduce un agente refrigerante líquido vía un colector 4 de entrada, y se extrae a través de un colector 5 de salida. El metanol que se forma en el lecho 8 se condensa en la superficie refrigerante del intercambiador 11 de calor y se extrae del reactor en fase líquida a través de la salida 10. La superficie refrigerante del intercambiador 11 de calor consiste en una pluralidad de tubos, tubos con un estabilizador de película líquida sobre la superficie exterior, tubos con aletas longitudinales o placas de intercambio de calor corrugadas, en los que se condensa el metanol bruto. El intercambiador 15 de calor mantiene la temperatura del lecho de catalizador por encima del punto de rocío del metanol formado, y consiste en una pluralidad de tubos o placas de intercambio de calor.

La Figura 11 es una vista en sección del reactor de metanol de flujo radial según una realización específica de la invención. El gas de síntesis de metanol se introduce en el reactor vía la entrada 1. El gas de síntesis se hace pasar a través del lecho de catalizador 14 en dirección radial desde la periferia del reactor a través de un cilindro 7 perforado cilíndrico que sostiene el lecho de catalizador y permite que el gas de síntesis de entrada pase a un tubo 6 central que está perforado, donde está en contacto con el catalizador, para permitir que el gas de síntesis residual y el metanol bruto líquido que se forma sean extraídos a través de la salida 13. En el lecho de catalizador 14 se coloca una superficie refrigerante en forma de un intercambiador 9 de calor que consiste en una pluralidad de tubos, tubos con un estabilizador de película líquida sobre la superficie exterior, tubos con aletas longitudinales, o placas de intercambio de calor corrugadas. En el intercambiador de calor se introduce un agente refrigerante líquido a través de la entrada 4, y se extrae a través de la salida 5. El agente refrigerante se distribuye al intercambiador de calor por medio de un colector 10 circular, y se recoge en la salida desde el intercambiador de calor mediante el colector 11 de salida.

La Figura 12 muestra un diagrama de flujo del proceso para la preparación de metanol según la invención. El gas de síntesis 1 de metanol es comprimido por un compresor de gas de síntesis, y se hace pasar a un reactor 5 de agua hirviendo multitubular convencional, como se emplea típicamente en la industria hoy en día. El efluente procedente del reactor 5, que contiene metanol y gas de síntesis sin convertir, se hace pasar a un separador 9 y se separa en una corriente 10 rica en gas de síntesis y una corriente 17 rica en metanol. La corriente 10 se introduce en el reactor 11 de metanol que se diseña según la invención. El agente refrigerante, con un punto de ebullición entre 60ºC y 160ºC, se introduce en el reactor 11 vía la entrada 13, y se extrae de la salida 12. Se introduce un agente calefactor a través de la entrada 18, y se extrae a través de la salida 19. El efluente procedente del reactor 11, que contiene metanol líquido y gas de síntesis sin convertir, se hace pasar a un separador 15 y se separa en una corriente 16 de gas de síntesis y una corriente 20 de metanol líquido, que se combina con la corriente de metanol procedente del reactor 9 en la tubería 17.

EJEMPLO

El diseño del reactor y las condiciones del procedimiento para un método y reactor del tipo 1 explicado anteriormente según una realización de la invención se determinan por medio de las siguientes ecuaciones, basadas en valores predeterminados de:

P = 12,55 MPa de presión de reactor en la entrada de gas de síntesis;

MW = 18,89 kg/kmol de peso molecular de gas de síntesis en la entrada del reactor;

Composición del gas de síntesis en la entrada del reactor: $Y(CH_3OH) = 0,255$; $Y(H_2) = 0,438$; $Y(CO) = 0,148$; $Y(CO_2) = 0,075$; $Y(H_2O) = 0,006$;

DEQ = 0,006 m, diámetro equivalente de las partículas de catalizador.

Tipo 1 de reactor.

Con los valores de diseño predeterminados de H = 1,0 y L = 1,1, se puede determinar el siguiente diseño de reactor con una condensación óptima de metanol dentro del reactor:

M = 1,63

A = 0,078

B = 1,97

C = 1

D = 0,2656

E = 0,9788

TBW = 125ºC a H = 1 mediante la Ecuación 1 explicada anteriormente.

J = 0,187

G= 1,9589

K= 0,027 para el reactor tipo 1

VCAT/ACOOL = 0,03081 m (igual a un diámetro de tubo interno de 0,1233 m).

REIVINDICACIONES

1. Un reactor para la producción de metanol, que comprende en una carcasa común una pluralidad de tubos de catalizador con partículas de catalizador sedimentadas en el lado del tubo de los tubos de catalizador, para la conversión de un gas de síntesis que comprende hidrógeno, monóxido de carbono y dióxido de carbono, cada uno en una cantidad para proporcionar un valor de módulo de entrada M, y que contiene una fracción de inertes A, y un agente refrigerante líquido a presión en el lado de la carcasa de los tubos de catalizador que tiene una temperatura de ebullición (TBW) que da como resultado un valor H de entre 0,5 y 1,8 según la ecuación 1, y una relación de volumen bruto de las partículas de catalizador sedimentadas a superficie de los tubos de catalizador (VCAT/ACOOL) que tiene un valor L de entre 0,4 y 5 según la ecuación 2, y en el que

Ecuación 1: H = E*Exp(-3978/(TBW[ºC]+273)+12,3)*(1+3978*E*(220-TBW[ºC])/((TBW[ºC]+273)^2))/(D*P*9,87);

Ecuación 2: VCAT/ACOOL [m^3/m^2] = K*L*((G*DEQ[m]*(220-TBW))^{0,5});

en las que:

M = (Y(H_2)-Y(CO_2))/(Y(CO)+Y(CO_2));

A = 1,0-Y(CO)-Y(H_2)-Y(CO_2)-Y(CH_3OH)-Y(H_2O);

B = Y(CO)/Y(CO_2);

C = 1,0 si M es menor que 2,0, de otro modo C = Exp(-0,2*(M-2,0));

D = (0,072*Ln(B)+0,244)*C*(1,125-2,5*A)*(0,478+P/25,2);

E = Exp((P-13,2)/30,1);

K = 0,027 (constante geométrica);

G = (MW-Y(CH_3OH)*32-15,5*J)/(1-D)*29*J);

J = (Y(CO)+Y(CO_2)) si M es mayor que 2,0, de otro modo J = Y(H_2)*(B+1)/(2*B+3);

DEQ_1 = (6*(volumen de una partícula del catalizador de la síntesis de metanol [m^3])/3,14)^{0,33} con partículas de catalizador del mismo tamaño, y con partículas de catalizador de diferente tamaño;

DEQ_2 = (Σw(i)*(DEQ(i)^3))^{0,33}, en la que w(i) es la fracción ponderal de partículas de catalizador con un diámetro equivalente de DEQ(i)[m];

y

P [MPa] es la presión absoluta del gas de síntesis en la entrada del reactor;

MW [kg/kmol] es el peso molecular medio del gas de síntesis en la entrada del reactor;

Y(x) [fracción molar] es la concentración de cada componente en la entrada del reactor;

LN es el logaritmo natural con la base numérica 2,71828;

y

Exp es el antilogaritmo natural o la función exponencial con base numérica 2,71828.

2. Un reactor para la producción de metanol, que comprende en una carcasa común un lecho de catalizador que sostiene una carga de catalizador para una conversión de un gas de síntesis en metanol, comprendiendo el gas de síntesis hidrógeno, monóxido de carbono y dióxido de carbono, cada uno en una cantidad para proporcionar un valor de módulo de entrada M, y comprendiendo una fracción de inertes A, y en la carga de catalizador una unidad de intercambio de calor, consistiendo la unidad de intercambio de calor en una pluralidad de tubos o tubos con aletas o una pluralidad de intercambiadores de calor de placas que están distribuidos uniformemente en la carga de catalizador y que forman una superficie refrigerante, enfriándose la unidad de intercambio de calor mediante un agente refrigerante líquido a presión, en el que la temperatura de ebullición del agente refrigerante líquido tiene una temperatura de ebullición (TBW) que da como resultado un valor H entre 0,5 y 1,8 calculado por medio de la ecuación 1, y en el que la relación de volumen bruto de la carga de catalizador a superficie de la unidad de intercambio de calor (VCAT/ACOOL) se ajusta para dar como resultado un valor L de entre 0,4 y 5 calculado por medio de la ecuación 2, y en el que

Ecuación 1: $H = E*Exp(-3978/(TBW[ºC]+273)+12,3)*(1+3978*E*(220-TBW[ºC])/((TBW[ºC]+273)^2))/(D*P*9,87)$;

Ecuación 2: $VCAT/ACOOL\ [m^3/m^2] = K*L*((G*DEQ[m]*(220-TBW))^{0,5})$;

en las que:

$M = (Y(H_2)-Y(CO_2))/(Y(CO)+Y(CO_2))$;

$A = 1,0-Y(CO)-Y(H_2)-Y(CO_2)-Y(CH_3OH)-Y(H_2O)$;

B es $Y(CO)/Y(CO_2)$;

C = 1,0 si M es menor que 2,0; de otro modo $C = Exp(-0,2*(M-2,0))$;

$D = (0,072*Ln(B)+0,244)*C*(1,125-2,5*A)*(0,478+P/25,2)$;

$E = Exp((P-13,2)/30,1)$;

K = 0,045 (constante geométrica);

$G = (MW-Y(CH_3OH)*32-15,5*J)/(1-D)*29*J)$;

$J = (Y(CO)+Y(CO_2))$ si M es mayor que 2,0, de otro modo $J = Y(H_2)*(B+1)/(2*B+-3)$;

$DEQ_1 = (6*(\text{volumen de una partícula del catalizador de la síntesis de metanol } [m^3])/3,14)^{0,33}$ con partículas de catalizador del mismo tamaño, y con partículas de catalizador de diferente tamaño;

$DEQ_2 = (\Sigma w(i)*(DEQ(i)^3))^{0,33}$, en la que w(i) es la fracción ponderal de partículas de catalizador con un diámetro equivalente de DEQ(i)[m];

y

P [MPa] es la presión absoluta del gas de síntesis en la entrada del reactor;

MW [kg/kmol] es el peso molecular medio del gas de síntesis en la entrada del reactor;

LN es el logaritmo natural con la base numérica 2,71828; y Exp es el antilogaritmo natural o la función exponencial con base numérica 2,71828.

3. Un reactor para la producción de metanol, que comprende en una carcasa común un lecho de catalizador que contiene partículas de catalizador para la conversión de un gas de síntesis en metanol, comprendiendo el gas de síntesis hidrógeno, monóxido de carbono y dióxido de carbono, en una cantidad para proporcionar un valor de módulo de entrada M, y conteniendo una fracción de inertes A, medios para proporcionar una dirección del flujo del gas de síntesis perpendicular al eje de la carcasa del reactor, estando dispuesta una unidad de intercambio de calor dentro del lecho de catalizador, consistiendo la unidad de intercambio de calor en una pluralidad de tubos, tubos con aletas o una pluralidad de intercambiadores de calor de placas que están distribuidos uniformemente en el lecho de catalizador formando una superficie refrigerante, en el que la unidad de intercambio de calor se enfría mediante un agente refrigerante líquido a presión, que tiene una temperatura de ebullición (TBW) que da como resultado un valor H entre 0,5 y 1,8 calculado por medio de la ecuación 1, y en el que la relación de volumen bruto de las partículas de catalizador a superficie de la unidad de intercambio de calor (VCAT/ACOOL) se ajusta para dar como resultado un valor L de entre 0,4 y 15 calculado por medio de la ecuación 2, y en el que

Ecuación 1: $H = E*Exp(-3978/(TBW[ºC]+273)+12,3)*(1+3978*E*(220-TBW[ºC])/((TBW[ºC]+273)^2))/(D*P*9,87)$;

Ecuación 2:

$VCAT/ACOOL\ [m^3/m^2] = K*L*((G*DEQ[m]*(220-TBW))^{0,5})$;

en las que:

$M = (Y(H_2)-Y(CO_2))/(Y(CO)+Y(CO_2))$;

$A = 1,0-Y(CO)-Y(H_2)-Y(CO_2)-Y(CH_3OH)-Y(H_2O)$;

$B = Y(CO)/Y(CO_2)$;

C = 1,0 si M es menor que 2,0; de otro modo $C = Exp(-0,2*(M-2,0))$;

D = (0,072*Ln(B)+0,244)*C*(1,125-2,5*A)*(0,478+P/25,2);

E = Exp((P-13,2)/30,1);

K = 0,020 (constante geométrica);

G = (MW-Y(CH_3OH)*32-15,5*J)/(1-D)*29*J);

J = (Y(CO)+Y(CO_2)) si M es mayor que 2,0, de otro modo J = Y(H_2)*(B+1)/(2*B+3);

DEQ_1 = (6*(volumen de una partícula del catalizador de la síntesis de metanol [m^3])/3,14)^{0,33} con partículas de catalizador del mismo tamaño, y con partículas de catalizador de diferente tamaño;

DEQ_2 = (Σw(i)*(DEQ(i)^3))^{0,13}, en la que w(i) es la fracción ponderal de partículas de catalizador con un diámetro equivalente de DEQ(i)[m]; y

P [MPa] es la presión absoluta del gas de síntesis en la entrada del reactor;

MW [kg/kmol] es el peso molecular medio del gas de síntesis en la entrada del reactor;

Y(x) [fracción molar] es la concentración de cada componente en la entrada del reactor;

LN es el logaritmo natural con la base numérica 2,71828; y Exp es el antilogaritmo natural o la función exponencial con base numérica 2,71828.

4. Un reactor para la producción de metanol según cualquiera de las reivindicaciones anteriores, que comprende dentro de la carcasa común medios calefactores adaptados para mantener indirectamente la temperatura de las partículas de catalizador por encima del punto de rocío del metanol con un agente calefactor, teniendo el medio calefactor una superficie de manera que la relación de la superficie de los medios calefactores a los medios refrigerantes está entre 0,3 y 3,0.

5. Un método para producir metanol en un reactor según la reivindicación 1 ó 4, que comprende las etapas de convertir un gas de síntesis de metanol en un reactor que comprende en una carcasa común una pluralidad de tubos de catalizador con partículas de catalizador sedimentadas en el lado del tubo de los tubos de catalizador en una relación de volumen bruto de las partículas de catalizador sedimentadas a superficie de los tubos de catalizador (VCAT/ACOOL) que tiene un valor L de entre 0,4 y 5 según la ecuación 2, comprendiendo el gas de síntesis hidrógeno, monóxido de carbono y dióxido de carbono, cada uno en una cantidad para proporcionar un módulo de entrada con un valor M y conteniendo una fracción de inertes A, y haciendo reaccionar el gas de síntesis en presencia de un agente refrigerante líquido a presión que está en el lado de la carcasa de los tubos de catalizador, en el que el agente refrigerante líquido se ajusta a una temperatura de ebullición (TBW) que da como resultado un valor H entre 0,5 y 1,8 según la ecuación 1, y en el que

Ecuación 1: H = E*Exp(-3978/(TBW[ºC]+273)+12,3)*(1+3978*E*(220-TBW[ºC])/((TBW[ºC]+273)^2))/(D*P*9,87);

Ecuación 2: VCAT/ACOOL [m^3/m^2] = K*L*((G*DEQ[m]*(220-TBW))^{0,5});

en las que:

M = (Y(H_2)-Y(CO_2))/(Y(CO)+Y(CO_2));

A = 1,0-Y(CO)-Y(H_2)-Y(CO_2)-Y(CH_3OH)-Y(H_2O);

B = Y(CO)/Y(CO_2);

C = 1,0 si M es menor que 2,0; de otro modo C = Exp(-0,2*(M-2,0));

D = (0,072*Ln(B)+0,244)*C*(1,125-2,5*A)*(0,478+P/25,2);

E = Exp((P-13,2)/30,1);

K = 0,027 (constante geométrica);

G = (MW-Y(CH_3OH)*32-15,5*J)/(1-D)*29*J);

J = (Y(CO)+Y(CO_2)) si M es mayor que 2,0, de otro modo J = Y(H_2)*(B+1)/(2*B+3);

DEQ_1 = (6*(volumen de una partícula del catalizador de la síntesis de metanol [m^3])/3,14)^{0,33} con partículas de catalizador del mismo tamaño, y con partículas de catalizador de diferente tamaño;

$DEQ_2 = (\Sigma w(i)*(DEQ(i)^3))^{0,33}$, en la que w(i) es la fracción ponderal de partículas de catalizador con un diámetro equivalente de DEQ(i)[m];

y

P [MPa] es la presión absoluta del gas de síntesis en la entrada del reactor;

MW [kg/kmol] es el peso molecular medio del gas de síntesis en la entrada del reactor;

Y(x) [fracción molar] es la concentración de cada componente en la entrada del reactor; LN es el logaritmo natural con la base numérica 2,71828;

y

Exp es el antilogaritmo natural o la función exponencial con base numérica 2,71828.

6. Un método para producir metanol en un reactor según la reivindicación 2 ó 4, que comprende la etapa de convertir un gas de síntesis de metanol en un reactor que comprende en una carcasa común un lecho catalítico que sostiene una carga de catalizador para la conversión de un gas de síntesis en metanol y una unidad de intercambio de calor dentro de la carga de catalítica, consistiendo la unidad de intercambio de calor en una pluralidad de tubos o tubos con aletas o una pluralidad de intercambiadores de calor de placas que están distribuidos uniformemente en la carga de catalizador y que forman una superficie refrigerante, enfriándose la unidad de intercambio de calor mediante un agente refrigerante líquido a presión, comprendiendo el gas de síntesis hidrógeno, monóxido de carbono y dióxido de carbono, cada uno en una cantidad para proporcionar un valor de módulo de entrada M y conteniendo una fracción de inertes A, en el que la temperatura de ebullición del agente refrigerante líquido se ajusta a una temperatura (TBW) que da como resultado un valor H de entre 0,5 y 1,8 calculado por medio de la ecuación 1, y en el que la relación de volumen bruto de la carga de catalizador a superficie de la unidad de intercambio de calor (VCAT/ACOOL) se ajusta para dar como resultado un valor L de entre 0,4 y 5 calculado por medio de la ecuación 2, y en el que

Ecuación 1: $H = E*Exp(-3978/(TBW[ºC]+273)+12,3)*(1+3978*E*(220-TBW[ºC])/((TBW[ºC]+273)^2))/(D*P*9,87)$;

Ecuación 2: $VCAT/ACOOL\ [m^3/m^2] = K*L*((G*DEQ[m]*(220-TBW))^{0,5})$;

en las que:

$M = (Y(H_2)-Y(CO_2))/(Y(CO)+Y(CO_2))$;

$A = 1,0-Y(CO)-Y(H_2)-Y(CO_2)-Y(CH_3OH)-Y(H_2O)$;

B es $Y(CO)/Y(CO_2)$;

C = 1,0 si M es menor que 2,0; de otro modo C = Exp(-0,2*(M-2,0));

D = (0,072*Ln(B)+0,244)*C*(1,125-2,5*A)*(0,478+P/25,2);

E = Exp((P-13,2)/30,1);

K = 0,045 (constante geométrica);

$G = (MW-Y(CH_3OH)*32-15,5*J)/(1-D)*29*J)$;

$J = (Y(CO)+Y(CO_2))$ si M es mayor que 2,0, de otro modo $J = Y(H_2)*(B+1)/(2*B+3)$;

$DEQ_1 = (6*(\text{volumen de una partícula del catalizador de la síntesis de metanol } [m^3])/3,14)^{0,33}$ con partículas de catalizador del mismo tamaño, y con partículas de catalizador de diferente tamaño;

$DEQ_2 = (\Sigma w(i)*(DEQ(i)^3))^{0,33}$, en la que w(i) es la fracción ponderal de partículas de catalizador con un diámetro equivalente de DEQ(i)[m]; y

P [MPa] es la presión absoluta del gas de síntesis en la entrada del reactor;

MW [kg/kmol] es el peso molecular medio del gas de síntesis en la entrada del reactor;

Y(x) [fracción molar] es la concentración de cada componente en la entrada del reactor;

LN es el logaritmo natural con la base numérica 2,71828; y

Exp es el antilogaritmo natural o la función exponencial con base numérica 2,71828.

7. Un método para producir metanol en un reactor según la reivindicación 3 ó 4, que comprende la etapa de convertir un gas de síntesis de metanol en un reactor que comprende en una carcasa común un lecho de catalizador que contiene partículas de catalizador para la conversión de un gas de síntesis en metanol, estando dispuesta una unidad de intercambio de calor dentro del lecho de catalizador, consistiendo la unidad de intercambio de calor en una pluralidad de tubos, tubos con aletas o una pluralidad de intercambiadores de calor de placas que están distribuidos uniformemente en el lecho de catalizador formando una superficie refrigerante, hacer pasar el gas de síntesis en una dirección del flujo a través del lecho de catalizador que es perpendicular al eje de la carcasa del reactor, comprendiendo el gas de síntesis hidrógeno, monóxido de carbono y dióxido de carbono, en una cantidad para proporcionar un valor de módulo de entrada M y conteniendo una fracción de inertes A, en el que la unidad de intercambio de calor se enfría mediante un agente refrigerante líquido a presión, que tiene una temperatura de ebullición (TBW) que da como resultado un valor H entre 0,5 y 1,8 calculado por medio de la ecuación 1, y en el que la relación de volumen bruto de las partículas de catalizador a superficie de la unidad de intercambio de calor (VCAT/ACOOL) se ajusta para dar como resultado un valor L de entre 0,4 y 15 calculado por medio de la ecuación 2, y en el que

Ecuación 1: H = E*Exp(-3978/(TBW[ºC]+273)+12,3)*(1+3978*E*(220-TBW[ºC])/((TBW[ºC]+273)^2))/(D*P*9,87);

Ecuación 2:

VCAT/ACOOL [m^3/m^2] = K*L*((G*DEQ[m]*(220-TBW))^{0,5});

en las que:

M = (Y(H_2)-Y(CO_2))/(Y(CO)+Y(CO_2));

A = 1,0-Y(CO)-Y(H_2)-Y(CO_2)-Y(CH_3OH)-Y(H_2O);

B = Y(CO)/Y(CO_2);

C = 1,0 si M es menor que 2,0; de otro modo C = Exp(-0,2*(M-2,0));

D = (0,072*LN(B)+0,244)*C*(1,125-2,5*A)*(0,478+P/25,2);

E = Exp((P-13,2)/30,1);

K = 0,02 (constante geométrica);

G = (MW-Y(CH_3OH)*32-15,5*J)/(1-D)*29*J);

J = (Y(CO)+Y(CO_2)) si M es mayor que 2,0, de otro modo J = Y(H_2)*(B+1)/(2*B+3);

DEQ_1 = (6*(volumen de una partícula del catalizador de la síntesis de metanol [m^3])/3,14)^{0,33} con partículas de catalizador del mismo tamaño, y con partículas de catalizador de diferente tamaño;

DEQ_2 = (Σw(i)*(DEQ(i)^3))^{0,33}, en la que w(i) es la fracción ponderal de partículas de catalizador con un diámetro equivalente de DEQ(i)[m]; y

P [MPa] es la presión absoluta del gas de síntesis en la entrada del reactor;

MW [kg/kmol] es el peso molecular medio del gas de síntesis en la entrada del reactor;

Y(x) [fracción molar] es la concentración de cada componente en la entrada del reactor;

LN es el logaritmo natural con la base numérica 2,71828; y Exp es el antilogaritmo natural o la función exponencial con base numérica 2,71828.

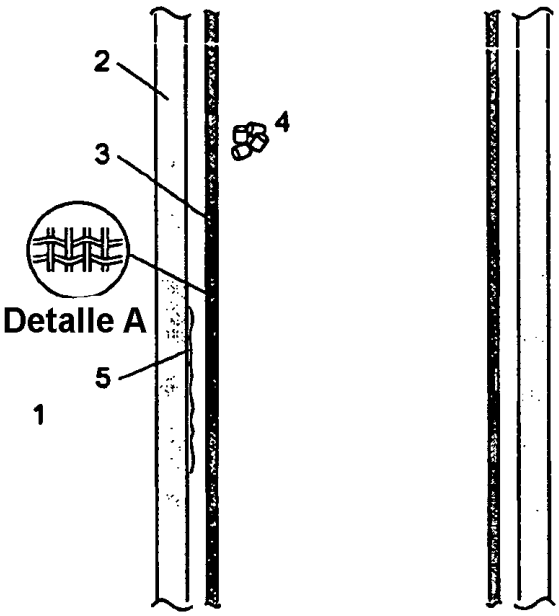

Fig. 1a

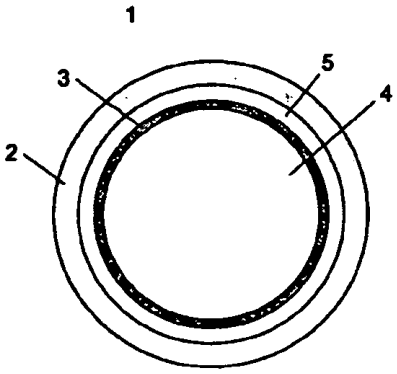

Fig.1b

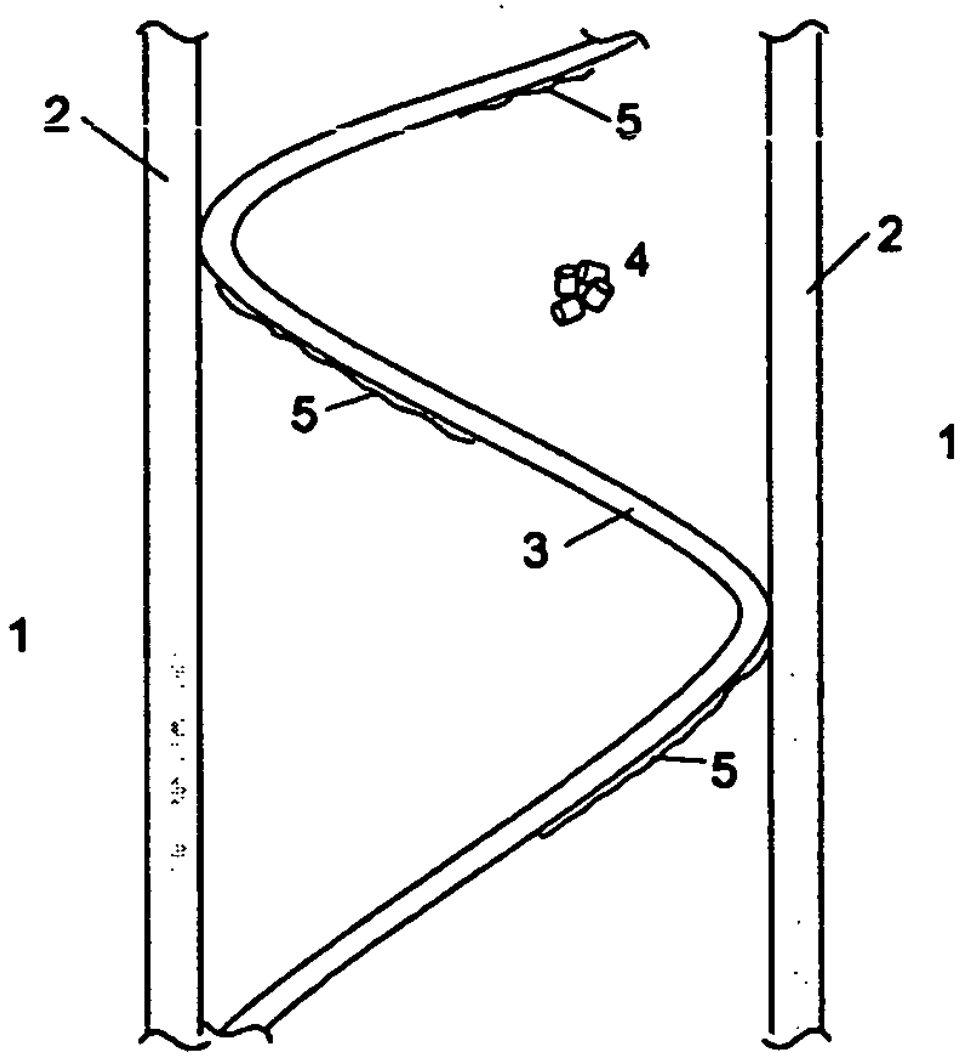

Fig.2

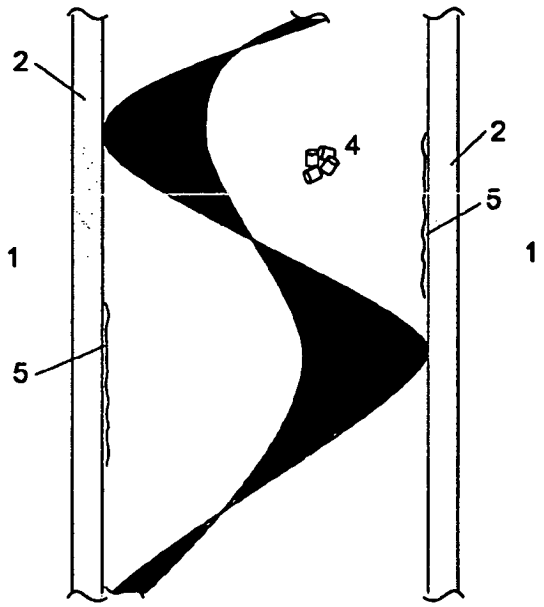

Fig.3

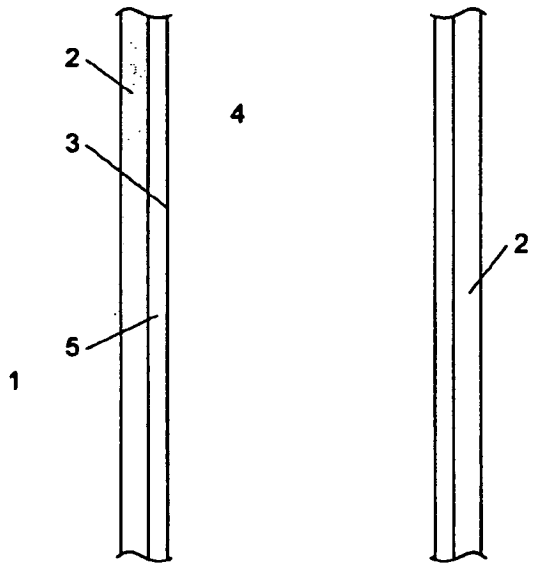

Fig.4a

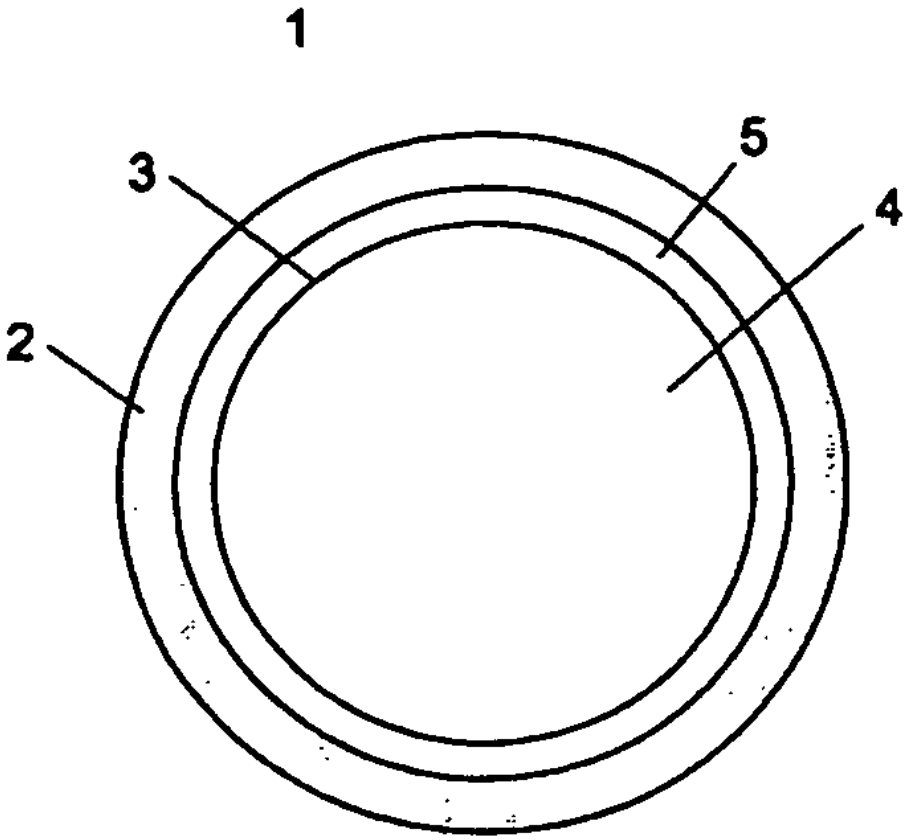

Fig.4b

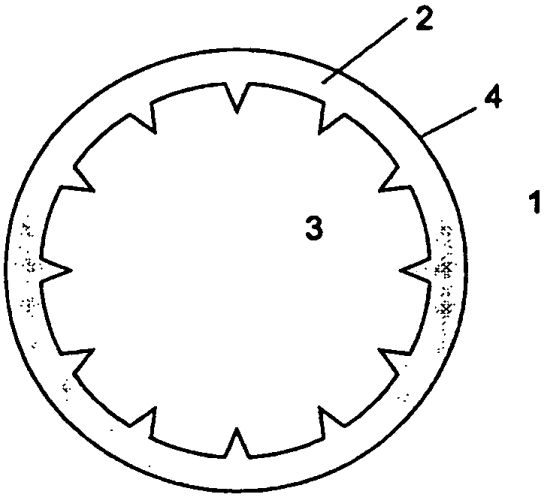

Fig.5

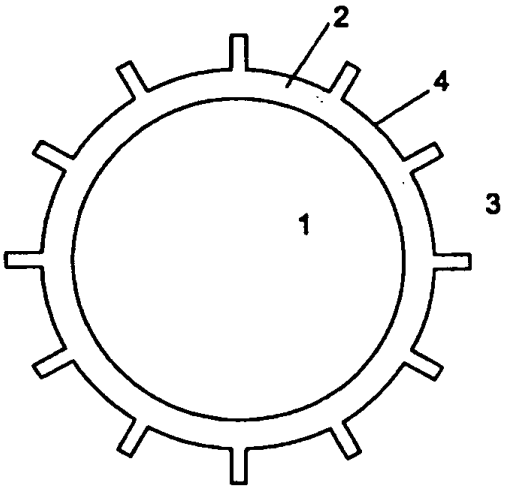

Fig.6

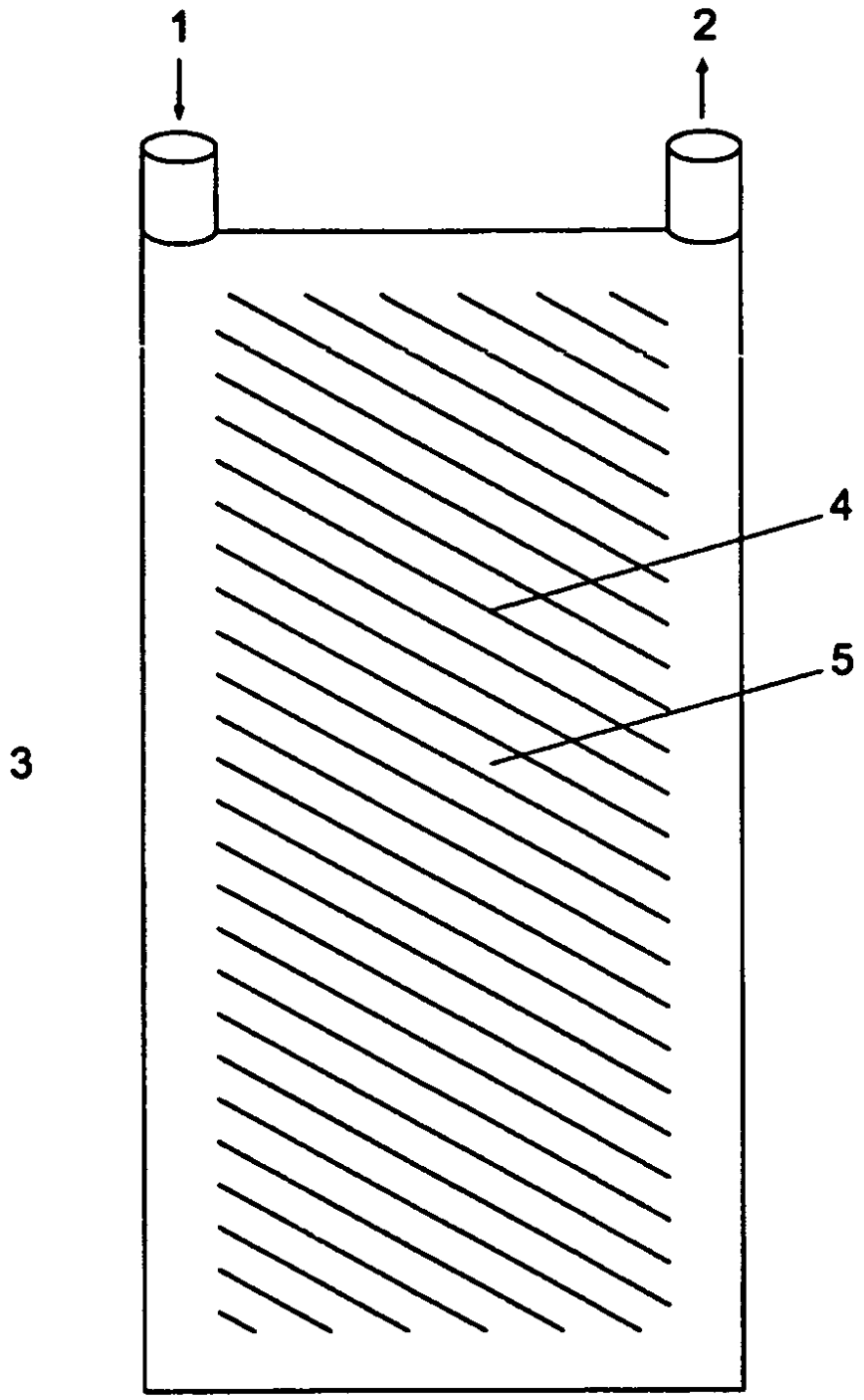

Fig.7

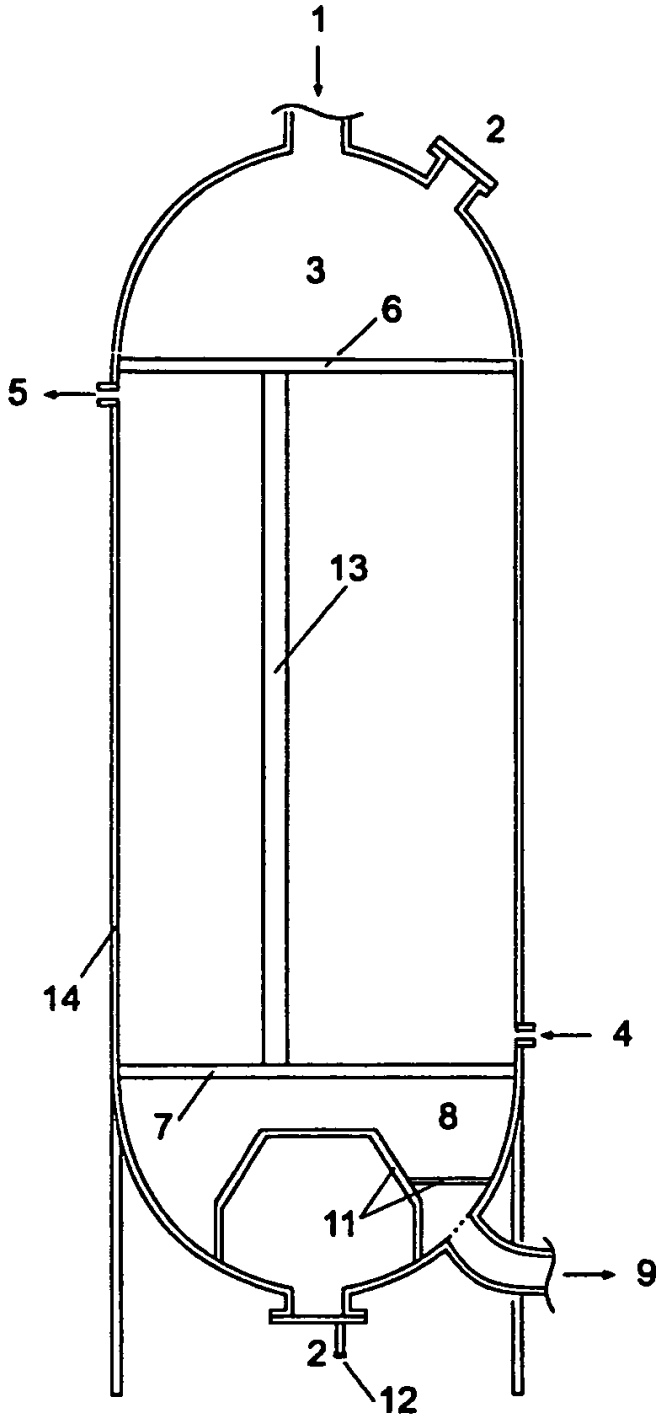

Fig.8

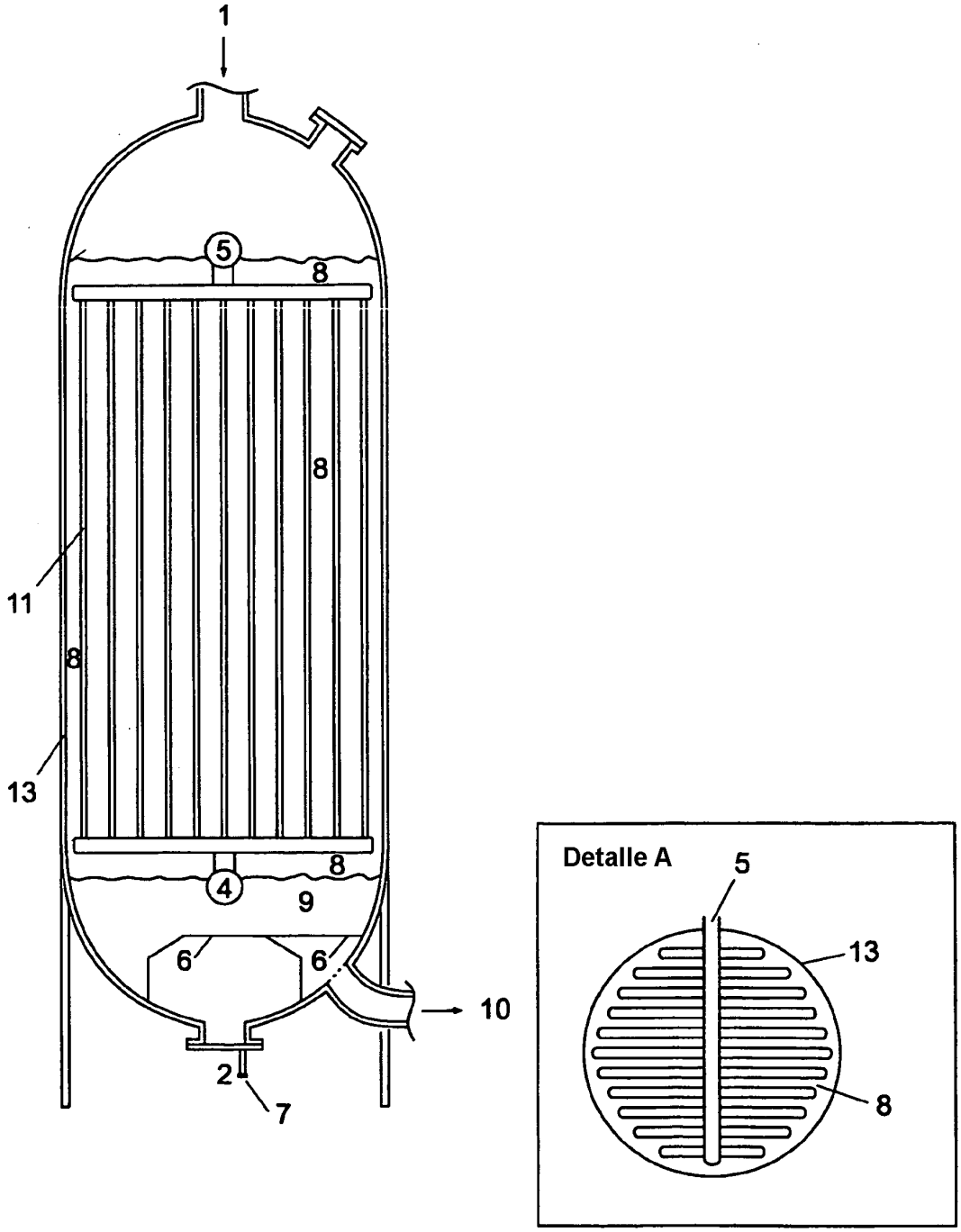

Fig.9

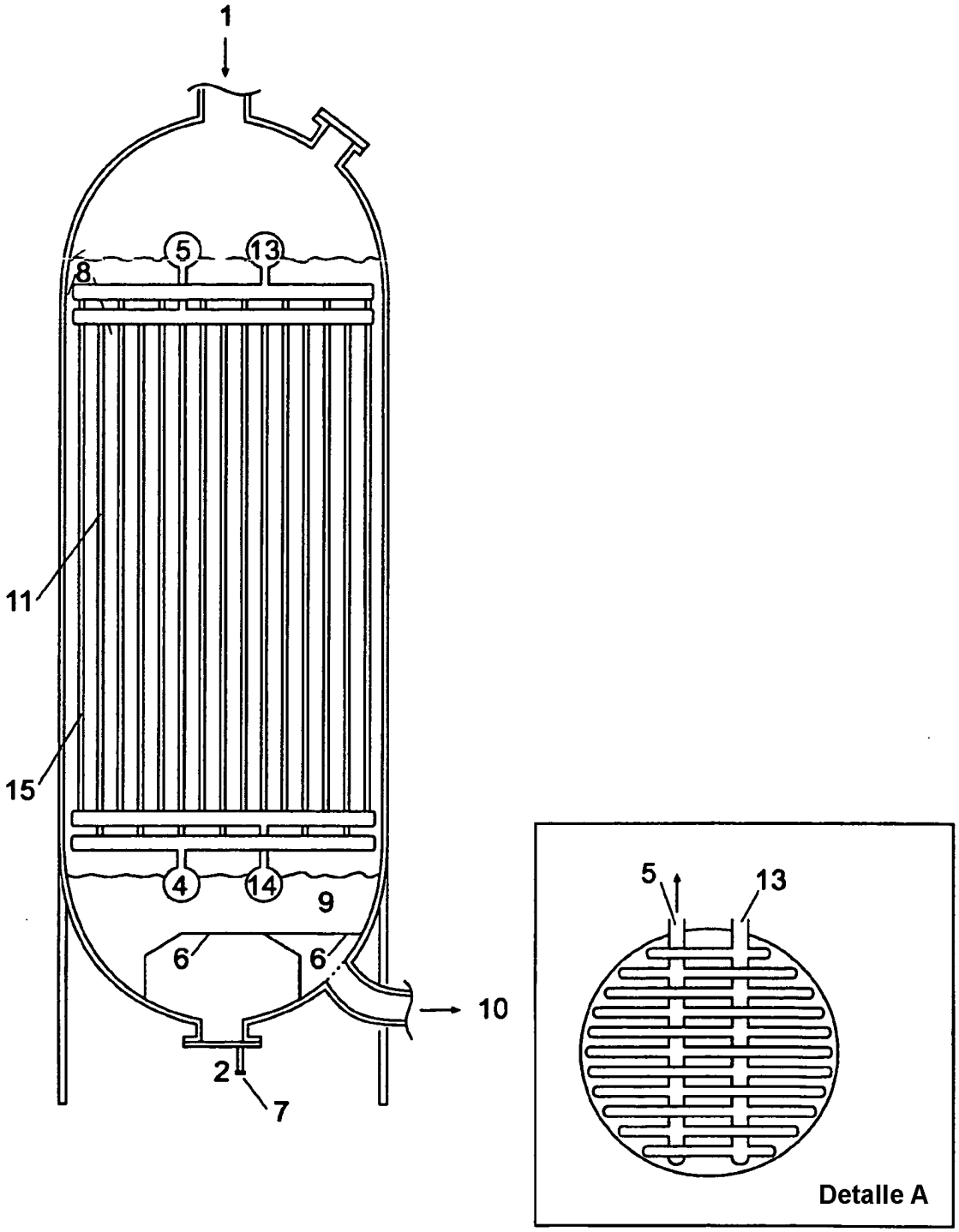

Fig.10

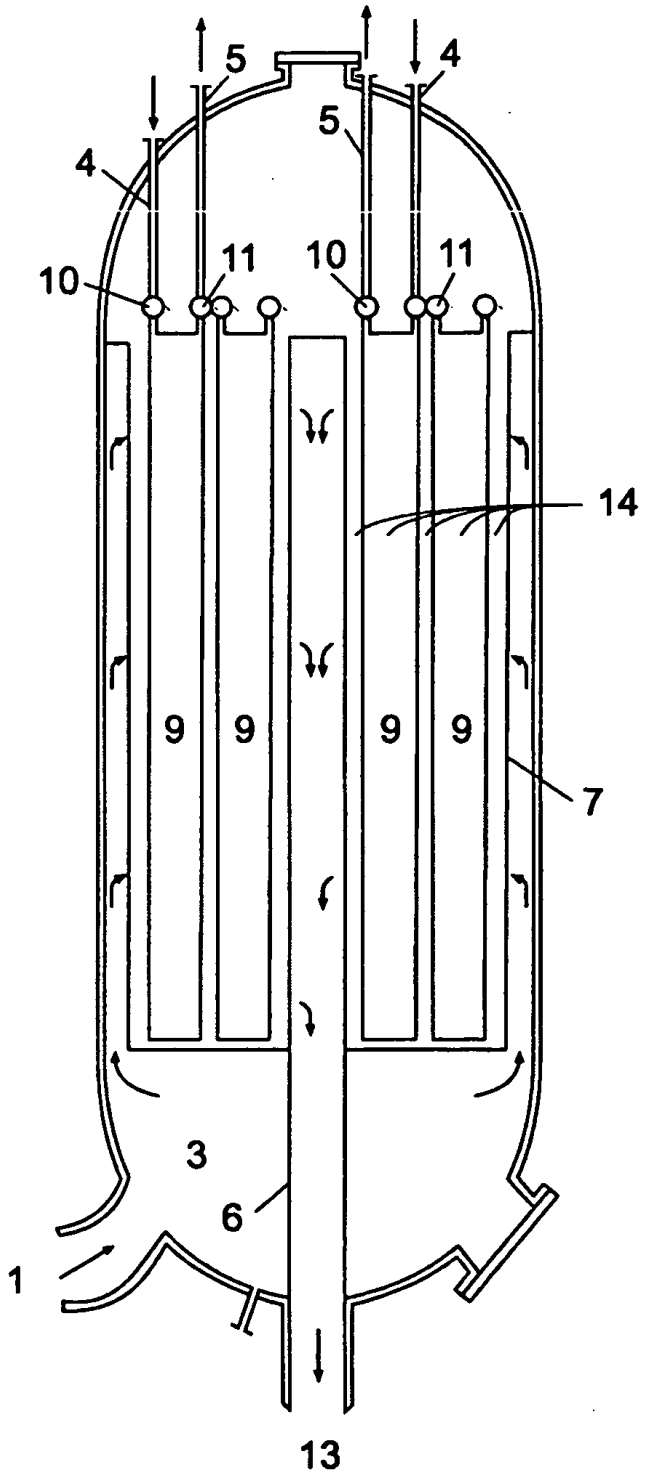

Fig.11

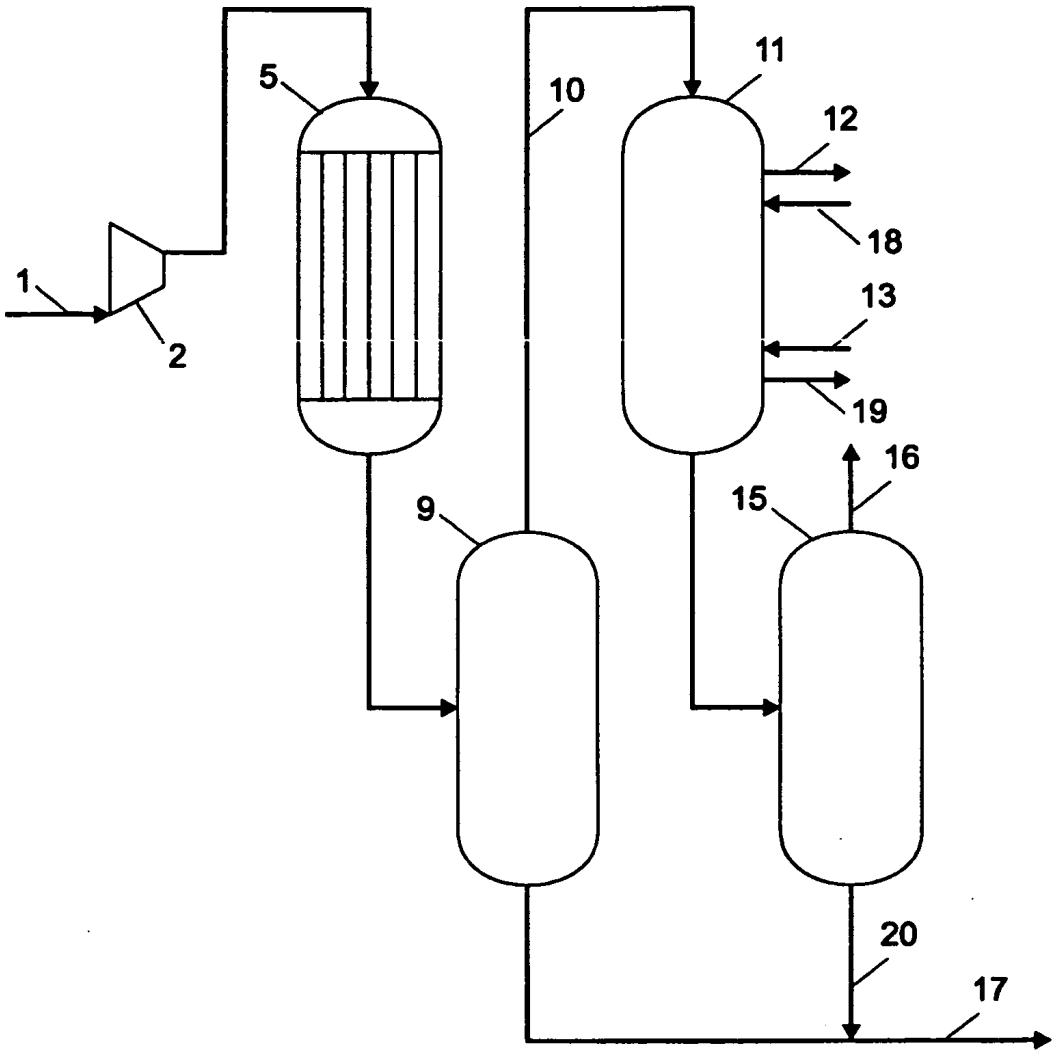

Fig.12