

19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 817 849**

51 Int. Cl.:

B01J 8/06 (2006.01)

C10G 2/00 (2006.01)

C10L 3/08 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

86 Fecha de presentación y número de la solicitud internacional: **12.10.2011 PCT/EP2011/067761**

87 Fecha y número de publicación internacional: **22.03.2012 WO12035173**

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **12.10.2011 E 11784955 (4)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **03.06.2020 EP 2780105**

54 Título: **Reactor de haz tubular para la realización de reacciones de fase gaseosa catalíticas**

30 Prioridad:

14.09.2010 DE 102010040757

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

08.04.2021

73 Titular/es:

**MAN ENERGY SOLUTIONS SE (100.0%)
Stadtbachstrasse 1
86153 Augsburg , DE**

72 Inventor/es:

**LEHR, MANFRED;
DACHS, JOSEF;
EGNER, FRANZ;
BANK, ROLF;
STÜRMER, BERND;
FRICK, VOLKMAR y
SPECHT, MICHAEL**

74 Agente/Representante:

TORNER LASALLE, Elisabet

ES 2 817 849 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 de haz tubular para la realización de reacciones de fase gaseosa catalíticas

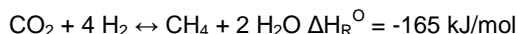
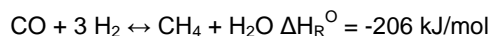
5 La invención se refiere a un reactor de haz tubular para la realización de reacciones de fase gaseosa catalíticas, en particular, de reacciones de metanización, con un haz de tubos de reacción rellenos de catalizador, a través del cual fluye en el funcionamiento gas de reacción y que se lavan de manera circundante por el portador de calor, en el que los tubos de reacción en la zona del relleno de catalizador recorren, al menos, dos zonas de portador de calor separadas una de otra, cuya primera se extiende por la zona de inicio del relleno de catalizador, y en el que en el funcionamiento pueden ajustarse las temperaturas de portador de calor para cada zona de portador de calor de modo que disminuyen en dirección de flujo del gas de reacción de zona a zona.

10 Por el término “zona de inicio del relleno de catalizador” se entiende en el contexto de esta solicitud, la zona en el relleno de catalizador en la que se desarrolla brevemente después de la entrada del gas de reacción una zona de máxima temperatura de reacción – el denominado Hot Spot.

Ante el hecho de la existencia finita de gas natural existe un interés creciente de la producción de un sustituto de gas natural. Este gas designado como “SNG” - “substitute natural gas” o “synthetic natural gas” – o “gas de intercambio”, se produce a base de carbón, sobre todo lignito, o biomasa (Bio-SNG o bien biometano) a través de gas de síntesis. Para que el SNG pueda sustituir al gas natural, debe corresponder éste al gas natural en su composición y sus propiedades lo más ampliamente posible. Si SNG debe alimentarse, por ejemplo, en la red de gas natural, debe ascender, de acuerdo con la “especificación de gas de intercambio según DVGW G260/G262” designada a continuación como “especificación de alimentación”, el contenido en CO₂ a no más del 6 % en volumen y el contenido en H₂ a no más del 5 % en volumen.

20 Independientemente de la sustancia de partida se realiza la preparación de SNG en cuatro etapas de procedimiento. En primer lugar, se descompone la sustancia de partida que contiene carbono con adición de calor, agua y dado el caso oxígeno, para dar un gas de síntesis que está constituido principalmente por monóxido de carbono, dióxido de carbono, hidrógeno y agua. La introducción de aire se evita básicamente, dado que el componente principal nitrógeno limita la concentración de metano y pueden desarrollarse reacciones secundarias indeseadas a temperatura más alta. La preparación de gas de síntesis se realiza o bien en un reactor autotérmico, en el que el calor se genera mediante oxidación parcial por el propio gas de reacción o en un reactor alotérmico, en el que se alimenta calor desde el exterior. El último procedimiento tiene, a este respecto, la ventaja de que en el gas de proceso no se introduce gas de combustión adicional. En una segunda etapa se purifica y se enfría el gas de síntesis. La verdadera metanización se realiza en una tercera etapa. En una cuarta etapa se libera el gas de síntesis de componentes de gas indeseados y en su composición se adapta al fin de uso deseado.

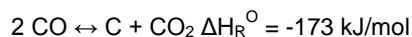
La reacción de metanización predominante es fuertemente exotérmica. Ésta se cataliza con elementos del VIII grupo principal, preferentemente con níquel. Según esto, reaccionan 3 moles de hidrógeno con un mol de monóxido de carbono y 4 moles de hidrógeno con un mol de dióxido de carbono para dar metano y agua:



45 Dado que la alta proporción de hidrógeno en el gas de síntesis original para una reacción completa no existe en la mayoría de los casos, se hace reaccionar para su aumento, con frecuencia con la denominada reacción de desplazamiento de gas pobre, monóxido de carbono y agua para dar hidrógeno y dióxido de carbono según la ecuación



Además, se desarrollan aún una pluralidad de otras reacciones secundarias, entre las cuales, también la reacción de Boudouard, en la que se descompone monóxido de carbono en carbono y dióxido de carbono.



Esta reacción es indeseada, dado que se elimina el monóxido de carbono necesario para la metanización y se deposita el carbono producido sobre la superficie del catalizador y desactiva éste. Mediante la adición de agua puede suprimirse esta reacción.

En el artículo “Entwicklung eines Verfahrens zur Methanisierung von biomassestämmigem Synthesegas in Wabenkatalysatoren”, GWF, 150(2009) n.º 1-2, pág. 45-51, se ocupa de la reacción de equilibrio de la reacción de metanización en condiciones estequiométricas. Según esto, se favorece la formación de metano con altas presiones y a bajas temperaturas. En el funcionamiento sin presión son posibles conversiones de CO de hasta el 95 % en un intervalo de temperatura entre 200 °C y 350 °C.

A temperaturas más altas debe elevarse cada vez más la presión para obtener conversiones iguales. También en este caso, aumenta la velocidad de reacción a temperatura creciente. En el funcionamiento sin presión se requiere, para una conversión casi completa, a una temperatura de aprox. 225 °C, un tiempo de permanencia de 1 s, a aprox. 325 °C, un tiempo de permanencia de 0,01 s. Así, las condiciones de reacción tienen una influencia decisiva sobre el tamaño del reactor y el concepto de reactor.

El artículo "SNG from coal and dry biomass - A technology review from 1950 to 2009", Fuel, volumen 89, publicación 8, agosto de 2010, pág. 1763-1783" proporciona un amplio resumen sobre los procedimientos desarrollados para la preparación de SNG.

Un gran número de procedimientos se desarrolló en el momento de la crisis del petróleo en los años 1970 con el punto de central de la preparación de SNG a partir de carbón disponible de manera favorable. Se conocen procedimientos con reactores de lecho sólido como procedimiento Lurgi, TREMP(Haldor Topsoe), Conoco/BGC, HICOM, Linde, RMP y ICI/Koppers. Se han desarrollado procedimientos de lecho fluidizado por Bureau of Mines, en el proyecto Bi-Gas y en el procedimiento Comflux. Además, existen aún otros conceptos, tal como el proyecto Synthane, la gasificación del carbón catalítica y la metanización en fase líquida.

Los reactores usados trabajan o bien de manera adiabática con refrigeradores intercalados o se enfrían preferentemente con agua en ebullición. Con frecuencia se enfría de manera intermedia un flujo parcial del gas de producto y se reconduce de nuevo a la entrada del reactor.

La única instalación a escala técnica mundialmente hasta ahora para la producción de metano a partir de carbón es la planta Great Plains Synfuels que trabaja desde 1984 en Dakota del Norte, EE.UU. No se han construido otras instalaciones debido a los altos costes de inversión y nuevos hallazgos de fuentes de gas natural. En la instalación de Dakota se genera gas de síntesis en 14 gasificaciones paralelas y en varios reactores de metanización autotérmicos con etapas de enfriamiento intercaladas. El dióxido de carbono producido a este respecto se almacena de manera subterránea.

El documento DE 25 49 439 A1 describe un procedimiento para la producción de SNG, en el que se conduce un gas de síntesis previamente calentado, que contiene óxidos de carbono e hidrógeno, por un reactor de lecho fluidizado adiabático y en el que una parte del gas de producto se reconduce al circuito y se mezcla con el gas bruto. Mediante la reconducción del gas de producto que contiene hidrógeno, se vuelve innecesaria una reacción de desplazamiento. Por otro lado, se agranda el reactor de manera insignificante. La temperatura de entrada se encuentra entre 250 °C y 350 °C, la temperatura de salida entre 500 °C y 700 °C.

El gas de producto se enfría, de modo que éste tiene una temperatura entre 250 y 350 °C y se encuentra al menos 50 grados por encima del punto de condensación. Una parte del gas de producto se extrae como gas de circulación y se reconduce al flujo de gas bruto.

Un procedimiento para la generación de un gas con un contenido en metano del 90 hasta por encima del 98 % en mol, seco, se ha descrito en el documento US 3 922 148 o bien en el documento DE 25 21 189 A1 correspondiente. En este caso se hacen reaccionar en primer lugar fracciones de alto punto de ebullición procedentes del procedimiento del petróleo con oxígeno puro y vapor de agua para dar gas de síntesis con un contenido en metano del 6 al 20 % en mol, seco, a temperaturas entre 650 y 930 °C y una presión entre 25 y 150 bar. Tras el enfriamiento y la purificación, se eleva el contenido en metano del gas en tres reactores de metanización con lechos sólidos gradualmente hasta la concentración final. Entre las etapas se purifica y se enfría el gas en cada caso. El proceso es muy costoso mediante el gran número de etapas de metanización. En la generación de gas de síntesis debe quemarse además una parte de la materia prima. Se generan grandes cantidades de vapor de trabajo. En total, la eficacia del proceso es baja.

El documento US 3 970 435 describe un reactor de metanización con alimentación de gas de síntesis procedente de la gasificación de carbón. El gas de síntesis que procede del gasificador tiene la composición del 35 % de H₂, del 35 % de CO, del 2 % de CO₂, del 2 % de CO₂, del 2 % de H₂O, del 25 % de CH₄ y del 1 % de impurezas, tal como, por ejemplo, H₂S, cenizas volante o alquitrán. La presión asciende a aproximadamente 69 bar. En un reactor de desplazamiento se eleva el contenido en hidrógeno. El gas contiene, tras un lavado del gas CO₂, el 56,2 % de H₂, el 18,8 % de CO y el 25 % de CH₄. La temperatura de entrada en el primer reactor se encuentra a 260 °C. Éste está constituido por un reactor de haz tubular con agua en ebullición con piezas insertadas en forma de estrella revestidas con catalizador en los tubos de reacción. Las piezas insertadas de catalizador separan el tubo de reacción en la sección transversal en varios canales de flujo independientes. Mediante esta estructura, resulta una baja pérdida de presión. La actividad del catalizador es variable a lo largo del eje tubular y se ajusta de modo que se genera a través de toda la longitud del tubo la misma cantidad de calor. La vida útil del catalizador se eleva debido a ello. Los tubos de reacción están reunidos en series, que están sumergidas en varios recipientes con un medio en ebullición, preferentemente agua. Dentro de cada recipiente están previstos adicionalmente conductos de retorno. La presión en el espacio de portador de calor se limita hasta aprox. 69 bar, que corresponde a una temperatura de ebullición en agua de 285 °C.

En el documento EP 2 110 425 A1 se propone un proceso similar de varias etapas con la diferencia esencial de que los reactores de metanización conectados en serie trabajan de manera adiabática y tienen, en cada caso, un refrigerador de producto conectado posteriormente.

5 La sustancia de partida para la generación de gas de síntesis es o bien carbón o biomasa. En el estado de la técnica se parte de un proceso de varias etapas, en el que se reconducen de nuevo grandes cantidades de gas de producto de los respectivos reactores individuales como gas de circulación, para diluir el gas de entrada en el reactor. Según el documento EP 2 110 425 A1 se reducen las cantidades de gas de circulación debido a que el gas de síntesis no se alimenta completamente al primer reactor, sino que se distribuye de manera paralela en los reactores individuales. El gas de circulación se conduce sólo en el primer reactor. Se usan reactores de metanización del estado de la técnica. No se ocupa del nivel de las actividades del catalizador en los reactores individuales. La presión de funcionamiento se encuentra en 35 bar, la temperatura de entrada se encuentra entre 240 °C y 300 °C, la temperatura de salida a aproximadamente 600 °C.

15 El documento DE 24 36 297 A1 describe un procedimiento para la producción de un SNG, que puede alimentarse directamente a la red de gas natural. El gas bruto usado se produce mediante gasificación con presión de carbón, alquitranes o aceites residuales pesados con adición de vapor de agua y oxígeno a de 1100 °C a 1500 °C con presiones entre 20 y 80 bar. Tras el enfriamiento y la purificación, en particular, de compuestos de azufre, se somete a una metanización al menos de dos etapas en catalizadores de níquel con presiones de 5 a 100 bar y temperaturas entre 200 y 500 °C. Tras la primera etapa de metanización, el gas de producto tiene un contenido en metano de al menos el 60 % en volumen y se hace reaccionar en la última etapa de metanización en un catalizador enfriado a contracorriente indirectamente con gas.

25 En el documento DE 27 29 921 A1 se presenta un procedimiento para la generación de un SNG con al menos el 80 % en volumen de metano, que se realiza mediante metanización de múltiples etapas en lechos sólidos con catalizadores de níquel con presiones de 5 a 100 bar. A este respecto se produce, se purifica y se enfría en primer lugar, un gas de síntesis según un procedimiento conocido para la gasificación por presión de carbón. Con un contenido en metano del 8 al 25 % se hace reaccionar en primer lugar, en una metanización a alta temperatura con temperaturas de entrada entre 230 °C y 400 °C y temperaturas de salida entre 550 °C y 750 °C y a continuación se conduce a una metanización a baja temperatura a temperaturas de 230 a 500 °C. La metanización a alta temperatura se realiza en al menos 2 reactores de lecho sólido adiabáticos. A este respecto, se extrae en cada caso una parte del gas de producto que sale de los reactores de lecho sólido, se enfría, se compacta y se reconduce de nuevo a la respectiva entrada del reactor. El gas de producto que contiene metano que sale del último reactor de lecho sólido a alta temperatura se enfría antes de la entrada a la metanización a baja temperatura. La metanización a baja temperatura se realiza en un reactor de lecho sólido adiabático y un reactor de contracorriente enfriado según, por ejemplo, el documento DE 24 36 297 A1.

40 En el documento DE 29 49 588 A1 se produce un gas rico en metano con presión elevada y temperatura elevada de modo que el gas de síntesis alimentado se divide en dos flujos parciales. El primer flujo parcial se conduce por un lecho sólido adiabático catalítico y se enfría a continuación hasta 250 °C a 400 °C, generándose vapor sobrecalentado, con el que pueden accionarse turbinas de vapor para la generación de corriente. A continuación, se mezcla con el segundo flujo parcial y se conduce a un segundo reactor de metanización, que está sin embargo enfriado. Al primer reactor de lecho sólido adiabático está antepuesto directamente un reactor de desplazamiento.

45 El documento US 2010/162626 reivindica un reactor de metanización adiabático con dos zonas de reacción rellenas con catalizador, que están separadas una de otra por una pared separadora. La mezcla de gas de reacción se divide en preferentemente dos flujos parciales iguales y se alimenta al reactor en lados opuestos, de modo que los dos flujos parciales se conducen en contracorriente por el reactor. De esta manera, se enfría el gas de reacción al final de una zona de reacción mediante el gas de reacción que entra, en cada caso, en el otro lado de la pared separadora. El reactor se realiza preferentemente como reactor de haz tubular. De manera conocida se usa la primera parte del respectivo apilamiento del catalizador para la reacción de desplazamiento y la segunda parte para la verdadera metanización. A este primer reactor le siguen otros reactores de metanización puros, que están realizados de manera constructiva como el primer reactor de metanización. Entre los reactores individuales se encuentran etapas de enfriamiento.

50 En el documento DE 32 47 821 A1 se usa para una reacción de metanización un tubo de reacción relleno con catalizador, cuya primera sección presenta un diámetro hidráulico reducido. Todo el tubo de reacción se enfría preferentemente mediante agua en ebullición.

60 Por el documento WO 03/011449 A1 se conoce un reactor de haz tubular con tubos de reacción, cuyo diámetro hidráulico aumenta en dirección de flujo del gas de reacción en etapas homogéneas o de manera continuamente cónica. El portador de calor fluye contra la dirección de flujo del gas de reacción desde el extremo del tubo de reacción más grande hacia el más pequeño. Además, se propone aún disponer los tubos de reacción por grupos uno junto a otro y aumentar el diámetro hidráulico de grupo a grupo o configurar igual todos los tubos de reacción, sin embargo, elevar su número de grupo a grupo. A este respecto, uno y el mismo flujo de portador de calor fluye a

través de todos los grupos de tubos de reacción, o cada grupo de tubos de reacción presenta un propio circuito de portador de calor, tal como en el caso de reactores de haz tubular individuales dispuestos uno junto a otro.

5 En el documento EP 1 627 678 A1 se propone un procedimiento para la realización de reacciones de fase gaseosa catalíticas usando un reactor de haz tubular, en el que la mezcla de gas de reacción se divide en la entrada en los tubos de reacción y se dosifica a través de los tubos centrales que se encuentran en los tubos de reacción en distintos sitios a lo largo del relleno de catalizador.

10 El documento US 2006/0003402 A1 describe un reactor de haz tubular para la realización de reacciones catalíticas, estando dispuestos conductos de alimentación con aberturas de flujo de salida para los reactivos en los tubos.

15 Para pasar a ser a largo plazo independientes de fuentes de energía fósiles y para reducir la expulsión de dióxido de carbono, se usa cada vez más biomasa para facilitar combustibles líquidos y gaseosos, así como corriente y calor. La generación de metano y calor mediante procesos fermentativos es un procedimiento sencillo y ampliamente expandido. El metano generado tiene, sin embargo, sólo una concentración limitada y se usa en la mayoría de los casos sólo para la generación de corriente. Para su uso como SNG debe acondicionarse éste posteriormente.

20 En el artículo "Erzeugung de SNG aus ligninreicher Biomasse", Energie/Wasser-Praxis 4/2009, pág. 10-16, se presentan las vías conocidas del uso de energía de biomasa. Se muestra que la conversión de la biomasa en SNG a través de las etapas intermedias de la gasificación y de la metanización consigue el máximo grado de conversión energético. A esto hay que añadir que las formas energéticas calor y corriente en otros procedimientos o bien no pueden almacenarse o sólo de manera limitada para un aprovechamiento comercial flexible.

25 Las instalaciones y procedimientos de metanización a escala técnica actualmente disponibles comercialmente se han desarrollado para la gasificación de carbón. En una gran parte de estos procedimientos se realiza la metanización con presión elevada en la mayoría de los casos entre 20 bar y 80 bar y a temperaturas entre 350 y 500 °C. Las temperaturas de metanización se seleccionan intencionadamente altas para generar con el correspondiente calor de reacción vapor de alta presión para la generación de corriente acoplada. Tales reactores de metanización son exigentes desde el punto de vista constructivo y caros.

30 El carbón se extrae en determinadas regiones, en las que están presentes grandes yacimientos de carbón. Allí está disponible carbón de manera central en grandes cantidades. Conceptos que se basan en grandes rendimientos y la generación de corriente eléctrica por medio de vapor de alta presión, pueden realizarse, por eso, de manera rentable durante la gasificación de carbón. La biomasa, sin embargo, se produce de manera descentrada y tiene en comparación con el carbón además una densidad de energía claramente más baja. Esto condiciona tamaños de instalaciones que sean en al menos un orden de magnitud más pequeñas que las conocidas de la gasificación de carbón. Los tamaños de instalación óptimos para la conversión termoquímica de biomasa se encuentran entre 20 MW y 100 MW de potencia de combustible. De ese modo, no pueden transferirse los conceptos para la gasificación de carbón de manera rentable a las instalaciones de gasificación de biomasa claramente más pequeñas, por cuya causa tampoco existe actualmente aún ninguna instalación de bio-SNG a gran escala.

35 Trabajos de investigación notables con respecto a este tema se realizan actualmente, por ejemplo, por ECN (Energy Research Center of the Netherlands). En este caso, se somete a estudio la producción de SNG mediante gasificación de madera y metanización en un reactor de lecho sólido.

45 Desde 2002 está en funcionamiento una instalación de 1 MW-SNG semicomercial en Güssing, Austria. Allí pudo mostrarse una generación de SNG mejorada a partir de biomasa con el procedimiento AER, en el que la biomasa se gasifica con un gasificador de dos lechos. A este respecto, se usa un adsorbedor de CO₂- reactivo sólido circulante a baja temperatura de gasificación. El Paul-Scherrer-Institut (PSI) construyó para la metanización un reactor de lecho fluidizado. Toda la instalación produjo en 2009 durante 250 horas 100 m³/h de SNG, en calidad de gas natural. La instalación produjo además calor aprovechable y corriente. Ésta se ha descrito en más detalle entre otros, en www.eee-info.net/cms/.

50 El ZSW investiga en colaboración con la parte solicitante en un procedimiento de metanización novedoso usando un reactor de lecho sólido enfriado en baño salino, véase la información de prensa 06/2009, www.zsw.de, o "Produktion", n.º 24-25, pág. 15. Un concepto de reactor correspondiente se presentó en AICHEM 2009. A este respecto, se presentaron dos modos de procedimiento para la facilitación de gas de síntesis como sustancia de partida para la metanización. Por un lado, puede facilitarse el gas de síntesis con el procedimiento AER a partir de biomasa. Las ventajas del procedimiento AER se encuentran en la minimización de las etapas de proceso mediante la eliminación de una separación de CO₂ conectada posteriormente y la eliminación de una etapa de desplazamiento de CO. Por otro lado, la corriente eléctrica hasta ahora no aprovechada, que se genera de fuentes regenerativas o de centrales eléctricas convencionales durante la noche, pueden aprovecharse para la generación de hidrógeno mediante electrólisis, véase la información de prensa 06/2010, www.zsw.de. Como fuente de dióxido de carbono se tienen en consideración gases de escape almacenados de centrales eléctricas con combustibles fósiles o gases de escape de instalaciones de biogás.

Como núcleo del reactor de metanización se representó de manera esquemática un tubo de reacción con tres circuitos de portador de calor independientes con sal líquida, reduciéndose la temperatura en dirección de flujo del gas de reacción. Como ventajas de este procedimiento, se han indicado el tipo de reactor probado, la estructura del reactor escalable, el control de temperatura óptimo mediante gradientes de temperatura ajustables en la zona entre 550 °C y 250 °C y mediante una alta capacidad de calor de la sal líquida, así como el funcionamiento en el lado bruto hasta 20 bar. Como gas bruto para los ensayos hasta ahora se usó un gas de síntesis con la composición del 66,5 % de H₂, el 8,5 % de CO, el 13,0 % de CO₂ y el 12,0 % de CH₄ (% = % en volumen). Se obtuvo un gas de producto con el 5,9 % de H₂, el 8,0 % de CO₂ y el 86,1 % de CH₄ (% = % en volumen). Los ensayos se realizaron a temperaturas entre 550 °C y 250 °C, con una presión de 4 bar y una velocidad espacial de 4000 NI/(l_{cat}* h).

El concepto de reactor presentado por la parte solicitante en el Achema 2009, en efecto, permite ya una metanización más rentable de biomasa que hasta ahora con otros conceptos de reactor. Así, en el caso de reactores de lecho sólido que se hacen funcionar de manera adiabática con enfriamiento conectado posteriormente, se controla la reacción sólo de manera insuficiente. En el caso de reactores de lecho fluidizado sigue estando ahora como antes el problema del desgaste del catalizador y un desarrollo de reacción comparable con un recipiente agitador mezclado de manera ideal sin término de la reacción. Sin embargo, los costes de producción son todavía relativamente altos y el gas de producto que sale aún no cumple la especificación de alimentación, para alimentarlo directamente tras su secado a la red de gas natural. Por tanto existe, ahora como antes, una necesidad de reactores de metanización adecuados para la producción de SNG a partir de biomasa.

De manera correspondiente a esto, el objetivo de la invención se encuentra en mejorar un reactor de haz tubular genérico de modo que sea posible la metanización de gases que contienen CO, CO₂ y H₂, en particular, en instalaciones más pequeñas, descentradas aún de manera económica y en particular, pueda alimentarse el gas de producto generado tras su secado directamente a la red de gas natural.

De acuerdo con la invención se soluciona este objetivo en el caso de un reactor de haz tubular de acuerdo con la reivindicación 1, con un haz de tubos de reacción rellenos de catalizador, a través de los cuales fluye en el funcionamiento gas de reacción y se lavan de manera circundante por el portador de calor, en el que los tubos de reacción en la zona del relleno de catalizador recorren al menos dos zonas de portador de calor separadas una de otra, cuya primera se extiende a través de la zona de inicio del relleno de catalizador, que contiene la superficie de inicio del relleno de catalizador y en la que las temperaturas de reacción alcanzan su máximo, y en el que en el funcionamiento pueden ajustarse las temperaturas de portador de calor para cada zona de portador de calor por medio de, en cada caso, circuitos de portador de calor propios, de modo que éstas disminuyan en dirección de flujo del gas de reacción de zona a zona y en el que los tubos de reacción presentan en cada caso una primera sección de tubo de reacción con un primer diámetro hidráulico del relleno de catalizador y en dirección de flujo del gas de reacción después al menos una segunda sección de tubo de reacción con un segundo diámetro hidráulico del relleno de catalizado, que es mayor que el primero y en el que la primera sección de tubo de reacción se extiende por la zona de inicio del relleno de catalizador. La primera sección de tubo de reacción se extiende hacia el interior de la segunda zona de portador de calor y cada tubo de reacción presenta por toda su longitud, un diámetro interno constante y al menos en la primera sección de tubo de reacción está dispuesto un elemento de desplazamiento, por el que está formada la primera sección de tubo de reacción. El elemento de desplazamiento está configurado como tubo y el tubo de elemento de desplazamiento presenta al menos una abertura de flujo de entrada y al menos una abertura de flujo de salida, por las que fluye una parte del gas de reacción en la derivación hacia el relleno de catalizador y todas las aberturas de flujo de salida se encuentran en la primera zona de portador de calor.

Por el término "diámetro hidráulico del relleno de catalizador" se entiende en el contexto de esta solicitud el diámetro hidráulico de la sección transversal, que se forma mediante las paredes que encierran el espacio relleno con catalizador.

Mediante las medidas de acuerdo con la invención puede conseguirse una velocidad de espacio/tiempo más alta y con ello, un rendimiento más grande o bien mayor aprovechamiento del catalizador con cumplimiento simultáneo de la especificación de alimentación para la red de gas natural. Debido a que los tubos de reacción en su zona de inicio, es decir, allí donde el gas de reacción fluye hacia el interior del relleno de catalizador y poco después ha de esperarse la temperatura de reacción máxima, presentan una sección de tubo de reacción con un diámetro hidráulico más pequeño del relleno de catalizador que en el tubo de reacción restante y para esta sección de tubo de reacción está dispuesta también una zona de portador de calor separada, que no se extiende más allá de esta sección de tubo de reacción, puede conducirse en esta primera zona de portador de calor con una temperatura y velocidad de portador de calor una alta temperatura de reacción y en consecuencia de esto, una alta velocidad de reacción. El diámetro hidráulico relativamente pequeño del relleno de catalizador significa una vía de transporte radial reducida para el calor de reacción y con ello, su descarga más rápida, es decir, en combinación con la correspondiente zona de portador de calor separada se ha mejorado claramente el efecto de enfriamiento. La velocidad de reacción más alta provoca a su vez, una velocidad de espacio/tiempo más alta y con ello, una reducción del volumen de catalizador necesario. Por tanto pueden usarse con igual potencia del reactor más pequeños o menos tubos de reacción o pueden conseguirse con igual volumen de catalizador rendimientos más altos.

5 En la segunda zona de portador de calor siguiente pueden adaptarse una a otra las longitudes de la primera sección de tubo de reacción que se extienden allí posiblemente aún hacia el interior y de la segunda sección de tubo de reacción en combinación con la temperatura y velocidad del portador de calor, de modo que se consiga un desarrollo de la temperatura de reacción o bien un desarrollo de la reacción, con el que el gas de reacción consigue un grado de metanización que cumple la especificación de alimentación para la red de gas natural, cuando el gas de producto generado se haya secado.

10 Dado el caso puede adaptarse en la primera y en la segunda sección de tubo de reacción el desarrollo de reacción, aún por medio de una estructura adecuada del relleno de catalizador a distintos requerimientos.

15 Preferentemente, presenta la primera sección de tubo de reacción un diámetro hidráulico del relleno de catalizador en el intervalo de 10 mm a 22 mm. Con ello se consigue un transporte de calor especialmente rápido, dado que está presente un trayecto de transporte de calor radial sólo pequeño. Un transporte de calor rápido permite a su vez, una velocidad de espacio/tiempo correspondientemente alta.

20 Cada tubo de reacción presenta por toda su longitud un diámetro interno constante y está dispuesto al menos en la primera sección de tubo de reacción un elemento de desplazamiento. Estas medidas permiten una configuración constructiva sencilla de los distintos diámetros hidráulicos del relleno de catalizador, dado que las dimensiones geométricas del tubo de reacción, es decir, del tubo externo que rodea el elemento de desplazamiento, permanecen iguales por toda la longitud del tubo de reacción. A este respecto, se extiende el elemento de desplazamiento, es decir, la primera sección de tubo de reacción formada por éste, hacia el interior de la segunda zona de portador de calor en una longitud que asciende preferentemente a del 5 % al 60 % y de manera especialmente preferente a del 10 % al 40 % de la extensión longitudinal de la segunda zona de portador de calor.

25 El elemento de desplazamiento está formado como tubo. Esta es una realización sencilla, económica y con ahorro de peso para un elemento de desplazamiento.

30 El tubo de elemento de desplazamiento presenta al menos una abertura de flujo de entrada y al menos una abertura de flujo de salida, por las que fluye una parte del gas de reacción en la derivación hacia el relleno de catalizador. Debido a que una parte del gas de reacción fluye en una parte de su recorrido de flujo pasando delante del relleno de catalizador, se aumenta la zona de la temperatura de reacción máxima y debido a ello, se reduce la propia temperatura de reacción máxima, de manera que se reduce la carga local del catalizador.

35 A este respecto, se encuentra preferentemente la abertura de flujo de entrada aguas arriba de la superficie de inicio del relleno de catalizador. Mediante esto se carga claramente menos el catalizador ya en su superficie de inicio o bien de entrada.

40 Todas las aberturas de flujo de salida se encuentran en la primera zona de portador de calor. Mediante esto fluye el gas de reacción completamente dentro de la primera zona de portador de calor en el relleno de catalizador, de modo que las zonas que se ajustan allí de temperatura de reacción elevada se encuentran igualmente dentro de la primera zona de portador de calor, en la que se garantiza de todos modos la eliminación de calor correspondientemente alta.

45 En un perfeccionamiento favorable de la invención asciende a este respecto la distancia entre la abertura de flujo de salida última en dirección de flujo del gas de reacción y el extremo aguas debajo de la primera zona de portador de calor a al menos el 10 % de la extensión longitudinal de la primera zona de portador de calor. Con esta medida se garantiza una metanización en gran parte del gas de reacción ya en la primera zona de portador de calor.

50 En una configuración ventajosa de la invención presenta el reactor de haz tubular exactamente dos zonas de portador de calor. Debido a que la primera sección de tubo de reacción se extiende por la zona de inicio del relleno de catalizador y la primera zona de portador de calor se extiende como máximo hasta el extremo de esta primera sección de tubo de reacción, puede conducirse allí una temperatura de reacción alta, de modo que ya la mayor parte del gas de reacción se ha metanizado y alcanza sólo una segunda zona de portador de calor para completar la metanización del gas de reacción en tanto que se cumpla la especificación de alimentación para la red de gas natural. Con ello, se configura un reactor de haz tubular de acuerdo con la invención, a ser posible de manera económica.

55 Preferentemente se extiende la primera zona de portador de calor por del 15 % al 40 % de la longitud del tubo de reacción. Mediante esto se consigue en la primera zona de portador de calor con alto rendimiento ya un alto grado de metanización de modo que, a continuación de esto - en particular también con sólo otra zona de portador de calor -, se garantiza aún un aumento del grado de metanización hasta el cumplimiento de la especificación de alimentación.

60 La invención se explica aún en más detalle a continuación por medio de las figuras a modo de ejemplo. Muestran:

65 la figura 1 un corte vertical por una primera forma de realización de un reactor de haz tubular de acuerdo con la invención, estando representados los tubos de reacción de manera muy aumentada en su dirección transversal;

las figuras 2a-c, en cada caso cortes transversales por tubos de reacción con posteriores bases de tubos y placas separadoras, de una segunda, tercera y cuarta forma de realización de un reactor de haz tubular de acuerdo con la invención, estando representados los tubos de reacción de manera muy aumentada en su dirección transversal; y

5 la figura 2d una vista superior sobre el tubo de reacción de acuerdo con la figura 2a a lo largo de la línea IId-IIId.

10 El ejemplo de realización representado en la figura 1 de un reactor 1 de haz tubular de acuerdo con la invención presenta un haz 2 de tubos 3 de reacción verticales rellenos de catalizador, cuyos dos extremos están abiertos y en cuyo perímetro exterior están fijados de manera hermética en cada caso, en una base de tubo superior y en una base de tubo inferior 4, 5. El haz 2 de tubos está rodeado de un revestimiento 6 de reactor, que está unido de manera hermética con las bases 4, 5 de tubo y con éstas forma un espacio 7 de portador de calor, en el que los tubos 3 de reacción se lavan de manera circundante por un portador 8 de calor, preferentemente sal líquida.

15 El haz 2 de tubos está configurado en forma de anillo con un anillo 9 exterior libre de tubos entre el revestimiento 6 del reactor y los tubos 3 de reacción que se encuentran radialmente fuera y un espacio 10 interno libre de tubos entre los tubos 3 de reacción que se encuentran radialmente dentro.

20 La base 4 de tubo superior está revestida por una cubierta 11 de entrada de gas, que presenta una tubuladura 12 de entrada de gas. La base 5 de tubo inferior está revestida por una cubierta 13 de salida de gas, que presenta una tubuladura 14 de salida de gas.

25 El gas 15 de reacción entra por las tubuladuras 12 de entrada de gas en el reactor 1 de haz tubular, se distribuye en la cubierta 11 de entrada de gas en los tubos 3 de reacción y atraviesa éstos. El gas 15 de reacción acabado o bien el gas de producto sale de los tubos 3 de reacción en la cubierta 13 de salida de gas y entonces por las tubuladuras 14 de salida de gas fuera del reactor 1 de haz tubular.

30 Los tubos 3 de reacción presentan por toda su longitud una sección transversal constante. Su relleno 16 de catalizador se apoya sobre un soporte 17 de catalizador, que está dispuesto en el extremo inferior de los tubos 3 de reacción. El relleno 16 de catalizador se extiende desde poco por encima de la base 5 de tubo inferior hasta poco por debajo de la base 4 de tubo superior.

35 En cada tubo 3 de reacción está dispuesto un tubo 18 de elemento de desplazamiento, que con su extremo 19 superior sobresale una longitud predeterminada del extremo superior, es decir, de la abertura de entrada de gas del tubo 3 de reacción en la cubierta 11 de entrada de gas y con su extremo 20 inferior se extiende en una longitud predeterminada hacia el interior del relleno 16 de catalizador.

40 Los tubos 3 de reacción presentan, por consiguiente, en cada caso una primera sección 21 de tubo de reacción en dirección de flujo del gas 15 de reacción, en la que está dispuesto el tubo 18 de elemento de desplazamiento, y una segunda sección 22 de tubo de reacción a continuación de ésta, en la que no está dispuesto ningún tubo de elemento de desplazamiento.

45 El interior del tubo 18 de elemento de desplazamiento está libre de material de catalizador, de modo que el diámetro hidráulico del relleno 16 de catalizador en la primera sección 21 de tubo de reacción es más pequeño que el diámetro hidráulico del relleno 16 de catalizador en la segunda sección 22 de tubo de reacción siguiente, en la que no está dispuesto ningún tubo de elemento de desplazamiento.

50 El extremo 19 del tubo 18 de elemento de desplazamiento, que se introduce en la cubierta 11 de entrada de gas, forma una abertura 23 de flujo de entrada para el gas 15 de reacción. La abertura 19 de flujo de entrada o bien el extremo de flujo de entrada del tubo 18 de elemento de desplazamiento sobresale del relleno 16 de catalizador, el tubo 3 de reacción y la base 4 de tubo superior y está dotada de un filtro 24 de partículas. Dentro del relleno 16 de catalizador presenta el tubo 18 de elemento de desplazamiento aberturas 25 de flujo de salida, en el ejemplo representado, en total en dos posiciones. De las aberturas 25 de flujo de salida salen partes 26 del gas 15 de reacción que fluye en el tubo 18 de elemento de desplazamiento hacia el relleno 16 de catalizador.

55 La cantidad de gas de reacción, que fluye a través de un tubo 3 de reacción, por consiguiente, durante la entrada en el tubo 3 de reacción no entra completamente tampoco en la superficie 27 de inicio del relleno 16 de catalizador. Más bien fluye una parte 15a de esta cantidad de gas de reacción en primer lugar en el tubo 18 de elemento de desplazamiento y allí en la derivación hacia el relleno 16 de catalizador, antes de que se distribuya a lo largo del relleno 16 de catalizador fluye desde el tubo 18 de elemento de desplazamiento hacia el relleno 16 de catalizador. Mediante esta distribución espacial se evita la formación de un hot spot con temperatura de reacción demasiado alta.

60 La longitud del tubo 18 de elemento de desplazamiento que se introduce en el relleno 16 de catalizador está diseñada de modo que termina aguas debajo de la zona de la temperatura de reacción máxima (hot spot).

65 El espacio 7 de portador de calor está subdividido por una placa 28 separadora que discurre transversalmente a los

tubos 3 de reacción en dos zonas 29, 30 de portador de calor, separadas una de otra. Las zonas 29, 30 de portador de calor se designan en dirección de flujo del gas 15 de reacción como primera y segunda zona 29, 30 de portador de calor. La placa 28 separadora está dispuesta aguas arriba del extremo 20 inferior del tubo 18 de elemento de desplazamiento y aguas debajo de la zona del relleno 16 de catalizador, en la que las temperaturas de reacción alcanzan su máximo, es decir, aguas debajo de la zona designada en el contexto de esta solicitud como zona de inicio del relleno 16 de catalizador. En el ejemplo de realización representado en la figura 1, la placa 28 separadora está dispuesta a una distancia de aproximadamente el 30 % de la longitud del tubo de reacción del extremo superior de los tubos 3 de reacción, es decir, asciende la extensión longitudinal de la primera zona 29 de portador de calor a aproximadamente el 30 % de la longitud del tubo de reacción a partir del extremo superior de los tubos 3 de reacción.

Cada zona 29, 30 de portador de calor se atraviesa en un circuito propio por un portador 8 de calor. Éste entra en cada caso, por una tubuladura 31 de entrada en una conducción 32 de anillo de entrada, que rodea el revestimiento 6 de reactor y está en conexión de flujo con la respectiva zona 29, 30 de portador de calor por aberturas 33 de entrada en el revestimiento 6 de reactor. Mediante una conducción 35 de anillo de salida, que rodea el revestimiento 6 de reactor y está en conexión de flujo con la zona 29, 30 de portador de calor por aberturas 36 de salida en el revestimiento 6 de reactor, sale el portador 8 de calor de nuevo de la zona 29, 30 de portador de calor y se descarga por una tubuladura 34 de salida.

En el ejemplo de realización representado están dispuestas las conducciones 32 de anillo de entrada en cada caso en el extremo inferior de la zona 29, 30 de portador de calor y las conducciones 35 de anillo de salida en cada caso en el extremo superior de la zona 29, 30 de portador de calor, de modo que el portador 8 de calor en cada zona 29, 30 de portador de calor fluye desde abajo hacia arriba. El portador 8 de calor y el gas 15 de reacción atraviesan el reactor 1 de haz tubular por consiguiente en contracorriente.

En cada zona 29, 30 de portador de calor están dispuestas tres chapas 37, 38, 39 deflectoras horizontales con una distancia vertical predeterminada una con respecto a otra y a la base 4, 5 del tubo o bien a la placa 28 separadora. La chapa 39, 37 deflectora inferior y superior en cada zona 29, 30 de portador de calor está configurada en forma de anillo. Estas chapas 39, 37 deflectoras en forma de anillo están fijadas de manera hermética en la pared interna del revestimiento 6 del reactor y se extienden radialmente hacia el interior por todo el haz 2 de tubos hasta el espacio 10 interno libre de tubos. La chapa 38 deflectora central está configurada en forma de disco y se extiende por la zona 10 interna libre de tubos radialmente hacia fuera por todo el haz 2 de tubos y termina a una distancia predeterminada de la pared interna del revestimiento 6 de reactor.

Por consiguiente, recorrerán todas las chapas 37, 38, 39 deflectoras todos los tubos 3 de reacción y sostendrán éstos en dirección transversal.

Las aberturas 33 de entrada para el portador 8 de calor están dispuestas entre la chapa 39 deflectora en forma de anillo inferior y la base 5 de tubo inferior en la segunda zona 30 de portador de calor o bien la placa 28 separadora en la primera zona 29 de portador de calor, las aberturas 36 de salida están dispuestas entre la chapa 37 deflectora en forma de anillo superior y la placa 28 separadora o bien la base 4 de tubo superior en la segunda o bien primera zona 30, 29 de portador de calor. El portador 8 de calor se conduce desde las chapas 37, 38, 39 deflectoras, por consiguiente, en forma de meandro en el flujo radial por las zonas 29, 30 de portador de calor, de modo que los tubos 3 de reacción se atraviesan predominantemente de manera transversal por el portador 8 de calor.

En la primera zona 29 de portador de calor alcanzan las temperaturas de reacción en la zona de inicio del relleno 16 de catalizador su máximo. La primera zona 29 de portador de calor se extiende por esta zona de inicio en una medida predeterminada. En el ejemplo de realización de acuerdo con la figura 1 están dispuestas todas las dos posiciones de las aberturas 25 de flujo de salida en la primera zona 29 de portador de calor; el tubo 18 de elemento de desplazamiento se extiende, sin embargo, aún hacia el interior de la segunda zona 30 de portador de calor. La temperatura y la velocidad de flujo del portador 8a de calor en esta primera zona 29 de portador de calor pueden ajustarse de modo que pueda conducirse una temperatura de reacción lo más alta posible en esta sección 21 de tubo de reacción y con ello, una velocidad de espacio/tiempo lo más alta posible en el reactor 1 de haz tubular. La combinación de una primera sección 21 de tubo de reacción, que presenta un diámetro hidráulico más pequeño del relleno 16 de catalizador, con una primera zona 29 de portador de calor puede optimizarse, por consiguiente, exclusivamente para elevar la velocidad de espacio/tiempo.

Por el contrario, la combinación de la temperatura y la velocidad del portador 8b de calor en la segunda zona 30 de portador de calor y la longitud del extremo de la primera sección 21 de tubo de reacción, que se introduce en la segunda zona de portador de calor – dado el caso - y la segunda sección 22 de tubo de reacción puede optimizarse exclusivamente después de que el grado de metanización del gas 15 de reacción se eleve en tanto que se cumpla la especificación de alimentación.

Así, por ejemplo, la temperatura del portador de calor en la primera zona de portador de calor 29 con 550 °C puede ser muy alta para provocar una temperatura de reacción lo más alta posible y en la segunda zona 30 de portador de calor con 250 °C puede ser muy baja para completar la metanización y a este respecto, impedir reacciones

secundarias indeseadas.

Tal como muestran los dos ejemplos de metanización indicados a continuación, realizados con los reactores de haz tubular 1 descritos anteriormente, se cumple sin más la especificación de alimentación:

- 5
1. Metanización de gas de síntesis:
- mezcla de entrada: 9 % de CO; 11 % de CO₂; 67 % de H₂; 13 % de CH₄ (% = % en volumen)
- 10 portador de calor: baño de sal en las dos zonas de portador de calor
- presión de gas de reacción: $p < 2 \text{ 0bar}$
- velocidad de espacio-tiempo: 5000 1/h
- 15 mezcla de salida (seca): 92,3 % de CH₄; 4,3 % de CO₂; 3,4 % de H₂ (% = % en volumen)
2. Metanización de CO₂ puro:
- 20 mezcla de entrada: 20,6 % de CO₂; 79,4 % de H₂ (% = % en volumen)
- portador de calor: baño de sal en las dos zonas de portador de calor
- presión de gas de reacción: $p < 20 \text{ bar}$
- 25 velocidad de espacio-tiempo: 5000 1/h
- mezcla de salida (seca): 92,3 % de CH₄; 4,3 % de CO₂; 3,4 % de H₂ (% = % en volumen)
- 30 En las figuras 2a a 2c se han mostrado tres ejemplos de realización adicionales de la disposición del tubo 18 de elemento de desplazamiento en el tubo 3 de reacción.
- El ejemplo de realización de acuerdo con la figura 2a corresponde al ejemplo de realización de acuerdo con la figura 1 con un disco 40 estrangulador, que rodea el tubo 18 de elemento de desplazamiento y en éste, así como en la pared interna del tubo 3 de reacción está fijado de manera hermética. El disco 40 estrangulador presenta cuatro aberturas 41 de paso (figura 2d), a través de las cuales puede introducirse el gas 15 de reacción en la superficie 27 de inicio del relleno 16 de catalizador.
- 35 El disco 40 estrangulador está dispuesto a una distancia predeterminada por encima de la superficie 27 de inicio del relleno 16 de catalizador. Con el disco 40 estrangulador puede ajustarse la cantidad de gas 15b de reacción que debe entrar en la superficie 27 de inicio del relleno 16 de catalizador.
- 40 En la figura 2b está representada una forma de realización, en la que el tubo 18 de elemento de desplazamiento incluyendo el filtro 27 de partículas, si bien sobresale del relleno 16 de catalizador, sin embargo, no sobresale por encima de la base 4 de tubo superior. En esta forma de realización sigue siendo transitable fácilmente la base de tubo 4 superior.
- 45 En la figura 2c está representado un ejemplo de realización, en el que el tubo 18 de elemento de desplazamiento incluyendo el filtro 27 de partículas está incrustado completamente en el relleno 16 de catalizador. Esto significa que la cantidad de gas de reacción que atraviesa el tubo 3 de reacción entra completamente en la superficie 27 de inicio del relleno 16 de catalizador y sólo en el relleno 16 de catalizador entra una parte 15a de la cantidad de gas de reacción en el tubo 18 de elemento de desplazamiento.
- 50 También en todos los ejemplos de realización de acuerdo con las figuras 2a/d a 2c están dispuestas todas las aberturas 25 de flujo de salida en la primera zona 29 de portador de calor y el tubo 18 de elemento de desplazamiento, sin embargo, es decir, la primera sección 21 de tubo de reacción se introduce en la segunda zona 30 de portador de calor.
- 55

REIVINDICACIONES

1. Reactor de haz tubular para la realización de reacciones de fase gaseosa catalíticas, en particular, de reacciones de metanización, con
- 5 un haz de tubos de reacción rellenos de catalizador, a través de los cuales fluye en el funcionamiento gas (15) de reacción y se lavan de manera circundante por el portador de calor,
- 10 en el que los tubos (3) de reacción en la zona del relleno (16) de catalizador recorren al menos dos zonas (29, 30) de portador de calor separadas una de otra, cuya primera se extiende por la zona de inicio del relleno de catalizador, que contiene la superficie de inicio del relleno de catalizador y en la que las temperaturas de reacción alcanzan su valor máximo y
- 15 en el que en el funcionamiento pueden ajustarse las temperaturas de portador de calor para cada zona de portador de calor por medio de, en cada caso, circuitos de portador de calor propios de modo que éstas disminuyen en dirección de flujo del gas (15) de reacción de zona a zona y
- 20 en el que los tubos (3) de reacción en cada caso presentan una primera sección (21) de tubo de reacción con un primer diámetro hidráulico del relleno (16) de catalizador y en dirección de flujo del gas (15) de reacción, después de esto al menos una segunda sección (22) de tubo de reacción con un segundo diámetro hidráulico del relleno (16) de catalizador que es mayor que el primero y
- 25 en el que la primera sección (21) de tubo de reacción se extiende por la zona de inicio del relleno (16) de catalizador y
- 30 en el que la primera sección (21) de tubo de reacción se extiende hacia el interior de la segunda zona (30) de portador de calor y
- 35 en el que cada tubo (3) de reacción presenta por toda su longitud un diámetro interno constante y al menos en la primera sección (21) de tubo de reacción está dispuesto un elemento (18) de desplazamiento, por el que está formada la primera sección (21) de tubo de reacción y
- 40 en el que el elemento (18) de desplazamiento está configurado como tubo y
- 45 en el que el tubo (18) de elemento de desplazamiento presenta al menos una abertura (23) de flujo de entrada y al menos una abertura (25) de flujo de salida, por las que fluye una parte (15a) del gas (15) de reacción en la derivación hacia el relleno (16) de catalizador,
- 50 caracterizado porque
- 55 todas las aberturas (25) de flujo de salida se encuentran en la primera zona (29) de portador de calor.
2. Reactor de haz tubular según la reivindicación 1, caracterizado porque la primera sección (21) de tubo de reacción presenta un diámetro hidráulico del relleno (16) de catalizador en el intervalo de 10 mm a 22 mm.
3. Reactor de haz tubular según la reivindicación 1 o 2, caracterizado porque la abertura (23) de flujo de entrada se encuentra aguas arriba de la superficie (27) de inicio del relleno (16) de catalizador.
4. Reactor de haz tubular según una de las reivindicaciones 1 a 3, caracterizado porque la distancia entre la última abertura (25) de flujo de salida en dirección de flujo del gas (15) de reacción y el extremo aguas abajo de la primera zona (29) de portador de calor asciende al menos al 10 % de la extensión de longitud de la primera zona (29) de portador de calor.
5. Reactor de haz tubular según una de las reivindicaciones 1 a 4, caracterizado porque éste presenta de manera exacta dos zonas (29, 30) de portador de calor.
6. Reactor de haz tubular según una de las reivindicaciones 1 a 5, caracterizado porque la primera zona (29) de portador de calor se extiende por el 15 %-40 % de la longitud de tubo de reacción.

Fig. 1

