

19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 751 198**

51 Int. Cl.:

C10L 9/08 (2006.01)

C10L 5/44 (2006.01)

B01J 3/00 (2006.01)

C10G 1/00 (2006.01)

C04B 35/565 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

86 Fecha de presentación y número de la solicitud internacional: **23.11.2009** **PCT/IB2009/055293**

87 Fecha y número de publicación internacional: **27.05.2010** **WO10058377**

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **23.11.2009** **E 09827256 (0)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **17.07.2019** **EP 2467201**

54 Título: **Método y dispositivo para producir materiales o combustibles**

30 Prioridad:

21.11.2008 DE 102008058444

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

30.03.2020

73 Titular/es:

ANTACOR LTD. (100.0%)
Whitehall Mansions - Level 2,
Ta' Xbiex Seefront, MT

72 Inventor/es:

PEUS, DOMINIK, DR.

74 Agente/Representante:

ISERN JARA, Jorge

ES 2 751 198 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

Método y dispositivo para producir materiales o combustibles

5 Antecedentes de la invención

La solicitud se refiere a un método y aparato para la producción de materiales o combustibles, humus, productos de reacción de Maillard o tipo Maillard a partir de una mezcla de sólido-fluido de agua y un componente que contiene carbono, y para el tratamiento de los mismos, en el que la mezcla de sólido y fluido se trata a una temperatura superior a 100 °C y a una presión superior a 5 bar.

Estado de la técnica

En 1913, Friedrich Bergius describió la producción de carbón a partir de madera o celulosa a temperaturas entre 245° y aproximadamente 340 °C, con exclusión de aire en un reactor de laboratorio sin el uso de catalizadores por primera vez en su documento postdoctoral "the use of high pressures in chemical processes and a reproduction of the development process of coal" [el uso de altas presiones en procesos químicos y una reproducción del proceso de desarrollo del carbón]. El contenido de carbono medido en el análisis elemental era generalmente superior al 70 %. Un cálculo de la reacción exotérmica de la celulosa realizado por Bergius en este proceso fue confirmado esencialmente en julio de 2006 por el profesor Markus Antonietti del Instituto Max Planck de Coloides e Interfaces de Potsdam, quien introdujo este método al público a escala de laboratorio con el nombre de carbonización hidrotermal.

En este método, la biomasa se convierte, en medio día, en un autoclave de laboratorio a 10 bar y 180 °C en un material similar al carbono o sus pasos preliminares y agua. El uso de biomasa húmeda para la recuperación de energía mediante la producción de un combustible que sea lo más consistente posible ha sido planteado desde hace mucho tiempo, pero su uso se ha limitado hasta ahora debido a la falta de eficiencia. Las emisiones de dióxido de carbono por combustión de los portadores de energía fósil son fundamentalmente considerados responsables del cambio climático.

Por ejemplo, en el documento DE 19723510 se presentó un dispositivo para el tratamiento de residuos biogénicos conformado por un reactor cilíndrico en el que los residuos de alimentos y similares se someten a un proceso de hidrólisis por presión de temperatura o hidrólisis por presión térmica. El reactor tiene la forma de un reactor de bucle con superficies de cubiertas calefactables. Se produce un flujo dentro del reactor por medio de una bomba para asegurar la mezcla de la suspensión.

La solicitud internacional WO 2008/081407 A2 describe un proceso mediante el cual los lodos de origen biogénico se introducen en un reactor de bucle coaxial y se carbonizan con una presión y temperatura elevadas.

Una especificación de la patente US 4.579.562 describe un proceso mediante el cual se introducen fragmentos de carbón en un reactor de presión y se deshidratan a temperaturas elevadas.

La solicitud internacional WO 2008/095589 A1 describe un proceso mediante el cual se carboniza la biomasa a través de presión y temperatura elevadas. La introducción de la biomasa en el reactor se realiza con cámaras de esclusa controladas.

La patente alemana DE 10 2007 012 112 B3 describe un proceso y uno de sus medios de implementación mediante el cual la biomasa y el agua se mueven continuamente a través de un contenedor presurizado calefactable por medio de un transportador de tornillo sinfín.

La solicitud de patente alemana DE 2008 012 419 U1 describe un proceso y uno de sus medios de implementación, mediante el cual la biomasa se introduce por lotes en un reactor presurizado calefactable y se carboniza en el mismo.

La solicitud alemana de modelo de utilidad DE 10 2007 056 170 A1 describe un proceso para el tratamiento de biomasa a más de 160 °C y 7 bar, mediante el cual la biomasa es pretratada.

La solicitud de patente japonesa JP 2005-205252 A describe un proceso mediante el cual una mezcla de agua y biomasa de baja concentración, después de calentarse a 100-250 °C en un reactor presurizado, tiene más biomasa añadida.

60 Descripción de la invención

El objeto de la invención es desarrollar métodos y dispositivos, por medio de los cuales los combustibles, el humus, los materiales que contienen carbono, así como los productos de reacción Maillard o tipo Maillard puedan fabricarse de manera económica y con alta eficiencia a partir de una mezcla de sólido-fluido, en particular, a escala industrial.

El objetivo es obtenido según la invención por los objetivos de las reivindicaciones independientes. Las reivindicaciones dependientes sirven de base para nuevos avances ventajosos en los objetivos de la invención.

5 El objetivo se resuelve mediante un método ventajoso para la hidrólisis y/o producción de materiales o combustibles, humus, productos de reacción Maillard o tipo Maillard a partir de una mezcla de sólido-fluido de agua y un componente que contiene carbono, según la Reivindicación 1.

10 Una realización particularmente ventajosa de la invención es el diseño en el que las fuentes de suministro no bombeables con un contenido sólido de 25-97 % se transportan al reactor a través de la primera línea de suministro, y las fuentes de suministro bombeables calentadas con un contenido sólido de 3-50 % se introducen en el reactor de forma separada o por adición a través de la segunda línea de suministro.

15 La proporción preferible entre la masa de las fuentes de suministro no bombeables y el de las fuentes de suministro bombeables es de 1:20-10:1.

20 Otra realización particularmente ventajosa de la invención es que las fuentes de suministro no bombeables de la primera línea de suministro se transportan al reactor bajo una presión por encima de la presión de vapor de agua de proceso. El dispositivo de transporte para introducir las fuentes de suministro no bombeables desde la primera línea de suministro al reactor bajo presión por encima de la presión de vapor del agua de proceso es preferentemente un inyector, una extrusora de doble tornillo o un compresor de doble tornillo.

25 Una realización particularmente ventajosa de la invención se pretende además que las fuentes de suministro no bombeables desde la primera línea de suministro se introduzcan en el reactor a una presión por debajo de la presión de vapor de agua de proceso y se combinen con fuentes de suministro bombeables de la segunda línea de suministro.

La proporción ideal entre la producción de masa de las fuentes proporcionadas y las suministradas es preferentemente de 1:20-10:1 o 1:5-1:1.

30 Preferiblemente, se utilizarán más líneas de suministro en el proceso.

35 El método comprende además el uso común de otros dispositivos tales como contenedores de almacenamiento, aparatos de fragmentación, recipientes de mezcla, dispositivos de dosificación, recipientes de incubación, dispositivos de transporte, recipientes de agua de proceso, tuberías, intercambiadores térmicos o reactores.

En otra realización ventajosa de la invención se pretende que la bomba para transportar mezclas de sólido-fluido en la segunda línea de suministro esté diseñada para contenidos sólidos de al menos 5-10 o 10-25 %.

40 La bomba para transportar las mezclas de sólido-fluido en la segunda línea de suministro es preferentemente una bomba espiral excéntrica, una bomba de desplazamiento en espiral o una bomba de pistón.

45 Una realización ventajosa de la invención es que la mezcla de sólido-fluido al ser calentada fluye a través de un intercambiador térmico y, de ese modo, es conducida a través de al menos el 60 % de partes de tubo esencialmente verticales.

50 La mezcla de sólido-fluido tiene preferiblemente un contenido sólido de entre 3 y 35 o entre 35 y 60 % y/o es conducida al intercambiador térmico por una bomba. La bomba para transportar la mezcla de sólido-fluido y/o una bomba de contrapresión puede, por ejemplo, estar diseñada para contenidos sólidos de al menos 5-10 o 10-25 % y/o ser una bomba espiral excéntrica, una bomba de desplazamiento espiral o una bomba de pistón.

El objetivo se resuelve además alternativamente mediante un aparato para tratar una mezcla de sólido-fluido de agua y un componente que contiene carbono a una temperatura superior a 100 °C y una presión superior a 5 bar, según Reivindicación 7.

55 En una realización ventajosa de estos dispositivos, se establece que la bomba es una bomba de espiral excéntrica o una bomba de pistón. De este modo, la bomba está diseñada preferentemente para presiones de 10-130 bar.

60 Una realización ventajosa de los aparatos es que el intercambiador térmico se compone de al menos 60 % de partes de tubo verticales.

El intercambiador térmico puede ser diseñado también para el procesamiento de mezclas de sólido-fluido con un contenido sólido del 3-50 %, compuesto esencialmente por biomasa que incluye lignocelulosa y/o material que contiene almidón.

65 El rango de temperatura preferible para el intercambiador térmico es de 60-300 °C, siendo al menos un módulo o unidad del intercambiador térmico para temperaturas de 200-300 °C, y/o presiones de 10-120 bar, y al menos un

módulo de una unidad del intercambiador térmico para presiones de 60-120 bar. En particular, el intercambiador térmico o al menos un módulo o unidad está diseñado para temperaturas de hasta 250 °C.

En otra realización ventajosa de los aparatos se pretende que los tubos del intercambiador térmico que entran en contacto con el medio estén compuestos por material resistente al calor y a la corrosión y repelente al agua, por ejemplo de metal recubierto, metales nobles particulares, materiales cerámicos o esmalte. Los tubos del intercambiador térmico que entran en contacto con el medio se componen preferentemente de un material resistente a la corrosión y/o de acero inoxidable, como el acero austenítico o el acero con un contenido creciente de cromo y molibdeno de los grupos 6, 7 y 8, o de acero dúplex, o de aleación de cobre y níquel, de níquel con alto contenido de molibdeno o de titanio.

En otra realización ventajosa de los aparatos, el intercambiador térmico es un reactor de tubo con un sistema de templado, un intercambiador térmico de doble tubo, un intercambiador térmico de haz tubular o de placas, o una combinación de ambos.

El intercambiador térmico se compone idealmente de varias unidades similares y/o tiene una construcción modular en la que las unidades similares del intercambiador térmico están dispuestas a cierta distancia entre sí.

En otra realización ventajosa de los aparatos, un sistema de templado de un reactor de tubo está compuesto por una pared doble en la que el espacio intermedio de la pared doble del reactor de tubo es atravesado por un medio portador de energía térmica. El medio portador de energía térmica es preferentemente un aceite térmico, vapor de agua o agua de proceso, donde el intercambiador térmico puede ser diseñado para diferentes medios portadores de energía térmica y/o para una temperatura deseada del medio portador de energía térmica de 60 y 350 °C. El intercambiador térmico se compone preferentemente de diferentes módulos, unidades o secciones.

Una realización ventajosa del dispositivo es que el aparato de hidrólisis incluye una bomba de contrapresión.

En otra realización ventajosa de la invención se establece que la bomba para transportar mezclas de sólido-fluido y/o la bomba de contrapresión es/son una bomba de espiral excéntrica, una bomba de desplazamiento en espiral o una bomba de pistón.

En otra realización ventajosa de la invención se pretende que la bomba y/o la bomba de contrapresión sea/estén diseñadas al menos para presiones de 10-130 bar.

El intercambiador térmico para el paso de mezclas de sólido-fluido puede constar de al menos un 60 % de partes de tubos verticales y/o estar diseñado para un contenido sólido del 3-50 %, en el que el contenido sólido puede consistir esencialmente de biomasa que incluye lignocelulosa y/o material que contiene almidón.

Otra realización ventajosa de la invención es que el intercambiador térmico está diseñado para temperaturas de 60-300 °C o al menos un módulo o una unidad está diseñado para temperaturas de 200-300 °C.

El intercambiador térmico o al menos un módulo o una unidad del intercambiador térmico está preferentemente diseñado(a) para presiones de 10-120 bar y, en una realización ventajosa de la invención para presiones de 60-120 bar, y/o para temperaturas de hasta 250 °C.

Una realización ventajosa de los aparatos es que los tubos del intercambiador térmico que entran en contacto con el medio se componen de material resistente al calor y a la corrosión y repelente al agua, por ejemplo de metal recubierto y, en una realización ventajosa, de metales nobles particulares, materiales cerámicos o esmalte. Los tubos del intercambiador térmico que entran en contacto con el medio se componen preferentemente en un material resistente a la corrosión, como el acero inoxidable, incluidos los aceros austeníticos, o aceros con contenidos crecientes de cromo y molibdeno de los grupos 6, 7 y 8, o también aceros dúplex, aleaciones de cobre-níquel, aleaciones de níquel con alto contenido de molibdeno, como por ejemplo el 2.4610, o titanio.

En otra realización ventajosa de la invención se establece que el intercambiador térmico es un reactor de tubo con un sistema de templado, un intercambiador térmico de doble tubo, un intercambiador térmico de haz tubular o de placas, o una combinación de ambos.

El intercambiador térmico preferentemente se compone de varias unidades similares o tiene una construcción modular en la que las unidades similares del intercambiador térmico están conectadas en serie y/o las unidades modulares del intercambiador térmico dispuestas a cierta distancia entre sí.

En otra realización ventajosa de los aparatos, un sistema de templado de un reactor de tubo está compuesto por una pared doble en la que el espacio intermedio de la pared doble del reactor de tubo es atravesado por un medio portador de energía térmica. El medio portador de energía térmica es preferentemente un aceite térmico, vapor de agua o agua de proceso, donde el intercambiador térmico puede ser diseñado para diferentes medios portadores de energía térmica.

En otra realización ventajosa de la invención se establece que el intercambiador térmico está diseñado para una temperatura deseada del medio portador de energía térmica de 60-350 °C.

5 El intercambiador térmico también puede constar de diferentes módulos, unidades o secciones.

Otra realización ventajosa de la invención está previsto que el intercambiador térmico conste de varias unidades similares y/o una composición modular, donde las unidades similares del intercambiador térmico pueden conectarse en serie. Preferiblemente, las unidades modulares están dispuestas una al lado de la otra.

10 El sistema de templado de un reactor de tubo está compuesto por una pared doble en la que el espacio intermedio de la pared doble del reactor de tubo puede ser atravesado por un medio portador de energía térmica. El medio portador de energía térmica es preferentemente un aceite térmico, vapor de agua o agua de proceso, donde se pueden combinar diferentes medios portadores de calor. La temperatura requerida del medio portador de energía térmica que fluirá a través del intercambiador térmico oscila idealmente entre 60 y 350 °C.

15 En otra realización preferible del método, el intercambiador térmico se compone de varios módulos, unidades, o secciones. La temperatura en una primera sección o módulo de los intercambiadores térmicos oscila, por ejemplo, entre 60 y 100 °C o entre 80 y 120 °C; en una segunda sección o módulo, entre 100 y 140 °C o entre 120 y 160 °C; en una tercera sección, entre 140 y 180 o entre 160 y 200 °C; en una cuarta sección, entre 180 y 220, entre 200 y 240, o entre 240 y 350 °C. En este sentido, las unidades, módulos o secciones del intercambiador térmico pueden conectarse en serie de forma que la temperatura de la mezcla de sólido-fluido, después de alcanzar una temperatura pico o máxima de, por ejemplo, 220-260 °C, vuelva a una temperatura de entrada o salida inferior. Otra realización ventajosa de la invención es el diseño en el que el intercambiador térmico estará equipado con una vía de retención, a través de la cual la temperatura puede mantenerse a un nivel de, por ejemplo, +/- 2-8 °C.

25 Preferentemente, la mezcla de reacción es conducida dentro de al menos un reactor equipado con un sistema de agitación o mezcla después de pasar a través del intercambiador térmico para mezclar o revolver, o dentro de un reactor cuya altura sea al menos doble de su diámetro.

30 En otra realización ventajosa de la invención se establece también que los componentes consisten en fuente de suministro, agua o catalizadores.

35 Durante el tiempo de permanencia de un lote dentro del reactor, preferentemente se retiran componentes, productos de reacción, agua de proceso o catalizadores, según el intervalo de tiempo en el que deben retirarse los componentes, productos de reacción, agua de proceso o catalizadores comprende preferentemente al menos una centésima parte del tiempo de permanencia. Durante el tiempo de permanencia de un lote dentro del reactor, también se pueden suministrar componentes, agua de proceso o catalizadores durante al menos una centésima parte del tiempo de permanencia. De esta manera, se trata el agua de proceso suministrada, mediante la cual tratamiento del agua de proceso suministrada puede incluir al menos una separación de sólido-fluido u otra actividad de procesamiento de agua.

40 En otra realización ventajosa de la invención se establece que el método tenga lugar en ausencia de oxígeno.

45 Una realización ventajosa del proceso es el diseño que, tras la acumulación de agua de proceso, se elimina directamente del proceso en ejecución o de un depósito aislado que se ha reservado como contenedor a presión para el agua de proceso no tratada.

50 Otra realización ventajosa del proceso es que, después de la evaporación del agua de proceso, el vapor de agua se utiliza en otras partes del proceso, por ejemplo, para calentar las fuentes de suministro antes de que ingresen al intercambiador térmico, calentar el aceite térmico en un proceso de intercambio de calor, y/o para hacer funcionar un dispositivo para el secado de productos de reacción como un molino de vórtice de aire.

55 El agua de proceso puede obtenerse, por ejemplo, a una temperatura de 1-50 °C superior a la temperatura para la aplicación particular. Preferiblemente se utilizaría agua de proceso aún calentada con una temperatura de 25-50, 50-70 o 70-99 °C.

60 En una realización ventajosa, el dispositivo también puede comprender un depósito aislado y diseñado como recipiente a presión para agua de proceso no tratada.

En una realización ventajosa del método, está diseñado para que el tratamiento se lleve a cabo de forma continua y dure al menos 1 hora (1 h), y/o comprenda el procesamiento de la biomasa y/o el trabajo hasta los productos de reacción, productos intermedios, subproductos y/o productos finales.

65 La temperatura se ajusta preferentemente por encima de 160 °C, preferentemente entre 160 y 300 °C o entre 185 y 225 °C, y/o es controlada automáticamente.

La presión es preferentemente ajustada a por lo menos 7 bar, particularmente preferible entre 10 y 34 bar, en particular entre 10 y 17 bar, 18 y 26 bar o 27 y 34 bar.

5 La duración del tratamiento puede ser, por ejemplo, de al menos 2 horas, preferentemente de 3-60 horas, muy preferentemente de 5-30 horas o de 31-60 horas, en particular de 6-12 horas o de 13-24 horas, en las que la duración del tratamiento se elige preferentemente en función del tipo de biomasa y/o del producto de reacción deseado.

10 En una realización ventajosa del método se establece además que la biomasa es pretratada, preferentemente por deshidratación, fragmentación, preincubación con aditivos, mezcla y/o precalentamiento. La biomasa se incuba preferentemente con un pH ácido antes del tratamiento. El valor del pH puede estar, por ejemplo, por debajo de 6, preferentemente por debajo de 5, muy preferentemente por debajo de 4, particularmente por debajo de 3, especialmente por debajo de 2.

15 En una realización ventajosa del método, se establece también que la biomasa es fragmentada antes, durante y/o después del tratamiento, preferentemente triturada y/o molida. El tamaño de las partículas de la biomasa fragmentada es, por tanto, inferior a 10 cm, inferior a 1 cm o, preferentemente, inferior a 2 mm.

20 En otra realización ventajosa del método se establece la adición de al menos un catalizador a la biomasa antes o durante el tratamiento. El catalizador puede estar compuesto por varios componentes que, juntos, forman una mezcla de catalizador. El catalizador es preferentemente un ácido inorgánico, preferentemente ácido sulfúrico y/o un ácido monocarbónico, dicarbónico o tricarbónico, preferentemente ácido tartárico o ácido cítrico. El ácido utilizado como catalizador también puede utilizarse simultáneamente para ajustar el valor de pH para el paso de incubación.

25 El catalizador puede comprender uno o varios metales y/o compuestos metálicos, en los que el metal, los metales y/o los compuestos metálicos contienen al menos un metal de transición de los grupos secundarios Ia, IIa, IVa, Va, VIa, VIIa, VIIb y VIIIa de la tabla periódica, preferentemente níquel, cobalto, hierro, cobre, cromo, tungsteno, molibdeno o titanio, particularmente hierro. El catalizador comprende preferentemente al menos un biocatalizador, preferentemente enzimas, microorganismos, células vegetales, células animales y/o extractos celulares.

30 En una realización ventajosa del método, se establece también que la biomasa se mezcla antes y/o durante el tratamiento, preferentemente agitando, mezclando, suspendiendo y/o revolviendo, en donde uno o varios dispositivos de mezcla, preferentemente un inyector de líquido, una bomba o una boquilla pueden ser utilizados para mezclar.

35 En otra realización ventajosa del método se establece que los productos de reacción se secan con un secador después del tratamiento, preferentemente un secador por convección o directo, con un flujo y/o banda, y/o un secador de lecho fluidizado.

40 El agua de proceso acumulada en el transcurso del método se elimina preferentemente a través de al menos un aparato para separación de sólido-líquido y/o se limpia y reintroduce en la mezcla de reacción. El aparato para la separación de sólido-líquido puede ser al menos un aparato para la microfiltración, ultrafiltración y nanofiltración, y para el método de ósmosis inversa o una combinación de los diferentes aparatos anteriormente mencionados, preferentemente con elementos de filtro de cerámica y todavía muy preferentemente un disco giratorio y/o un filtro de membrana centrífuga.

45 En una realización ventajosa del método se establece que las aguas residuales acumuladas son mecánicamente, químicamente y/o biológicamente purificadas. Preferiblemente, el aire de escape acumulado del tratamiento, procesamiento y/o reacondicionamiento es mecánicamente, químicamente y/o biológicamente purificado.

50 En otra realización ventajosa del método se establece que los productos de reacción, intermedios, secundarios y/o finales incluyen combustibles desde la turba, pasando por el lignito hasta combustibles similares al carbón negro, humus, materiales que contienen carbono como materiales aislantes, nanoesponjas, nanopellets, nanofibras, nanocables, carbón activado o de absorción, material sustitutivo del carbón vegetal, productos y materiales de carbono altamente compactados y, muy particularmente, fuentes de suministro para el grafito, productos que contienen grafito o productos similares, y fibras de carbono y fuentes de suministro para compuestos y materiales compuestos de fibras.

Descripción de las realizaciones ejemplares preferidas de la invención

60 Un método ejemplar según la invención establece que la mezcla de sólido-fluido que contiene carbono y/o las fuentes de suministro se procesan adicionalmente antes de que, y/o durante el tratamiento, y/o los productos de reacción, productos intermedios secundarios y/o finales son acondicionados o procesados. En virtud de esta preparación intencional o pretratamiento de la mezcla de sólido-fluido y el posterior procesamiento de la mezcla sólido y líquido durante el tratamiento o el proceso de reacción y/o el reprocesamiento de productos de reacción, intermedios, secundarios y/o finales, el rendimiento del combustible y del material puede incrementarse

significativamente de una manera rentable.

Con los métodos y aparatos según la invención para la utilización de biomasa para la producción de combustibles, la proporción de carbono, que se pierde durante el proceso de conversión, es sustancialmente más pequeña que con otros métodos. Poco o nada de carbono se pierde con una implementación adecuada. La pérdida de carbono es superior al 30 % en los procesos de fermentación alcohólica, alrededor del 50 % en la conversión en biogás, alrededor del 70 % en los procesos de carbonización de la madera y superior al 90 % en los procesos de compostaje. De este modo, el carbono se libera como dióxido de carbono o también como metano, que se consideran gases de efecto invernadero y son perjudiciales para el clima. Esto no es el caso o solo hasta un grado muy limitado en el método según la invención.

El método según la invención tiene un alto grado de eficacia. Por el contrario, la fermentación alcohólica solo tiene una eficiencia efectiva estimada de tres a cinco por ciento en comparación con la energía original almacenada en las plantas. Durante el método según la solicitud, no se libera CO₂ o muy poco. Durante la conversión de la biomasa en biogás, aproximadamente la mitad del carbono se libera como CO₂. Además, solo unos pocos sustratos son adecuados para el funcionamiento económico de una planta de biogás.

A diferencia de los métodos conocidos, el calor liberado en el método según la solicitud no tiene por qué permanecer en gran medida sin ser utilizado. Uno de los principales retos para el aprovechamiento energético de la biomasa con alto contenido de humedad. En el método de la realización, sin embargo, la presencia de agua es un requisito previo para el proceso de conversión química. No obstante, los métodos previos aplicados a escala industrial para la conversión de biomasa en energía están muy poco extendidos debido a falta de eficiencia, menor utilización energética y menor rentabilidad.

Cuando se tratan mezclas de sólido-fluido como la biomasa, por ejemplo, a altas temperaturas y altas presiones, los reactores en los que se lleva a cabo el tratamiento pueden tener características especiales. Por lo tanto, la superficie interna del reactor puede ser resistente a la corrosión o estar provista de un recubrimiento adecuado debido a las condiciones extremas. Además, un dispositivo para mezclar la mezcla de sólido-fluido puede estar presente.

En otra realización, el método se lleva a cabo de forma semicontinua o continua. Esto significa que el tratamiento de la mezcla de sólido-fluido, en particular durante el proceso de reacción, no se lleva a cabo de forma discontinua, es decir, en un proceso por lotes. Más bien, las condiciones de temperatura y presión se mantienen en gran medida dentro del rango operativo para una utilización óptima del espacio de reacción y para minimizar los tiempos de permanencia. Al mismo tiempo, se puede retrasar la introducción de materias primas y catalizadores durante el proceso en curso; el agua de proceso y las fuentes proporcionadas no convertidas, así como otros medios añadidos, pueden retirarse para ser reciclados según sea necesario, tales como impurezas; los productos de reacción, productos intermedios, subproductos y/o productos finales pueden ser extraídos. Paralelamente, se pueden llevar a cabo otros pasos del proceso, como el reacondicionamiento y/o purificación del agua de proceso, aguas residuales, aire de escape, productos de reacción, productos intermedios, subproductos y/o productos finales, de forma continua o en intervalos. En otras realizaciones se estipula que la temperatura es superior 160 °C, preferentemente entre 160 y 300 °C, particularmente preferentemente entre 185 y 225 °C, y/o que la temperatura es controlada automáticamente. En otra realización se estipula que la presión se fije al menos en 7 bar, o entre 10 y 34 bar, o entre 10 y 17 bar, 17 y 26 bar, o 26 y 34 bar. En otra realización se estipula que la duración del tratamiento sea de al menos 30-60 minutos, 1-3, 3-6 o 6-24 horas, en algunos casos también de 24-60 horas. En otra realización se establece que la duración de tratamiento se selecciona dependiendo de la naturaleza de las fuentes de suministro y/o la mezcla de sólido-fluido y/o el producto de reacción deseado.

En otra realización ventajosa de la invención se establece que las aguas residuales acumuladas sean limpiadas mecánicamente, químicamente y/o biológicamente.

Por ejemplo, también se establece que en el tratamiento, procesamiento y/o procesamiento del aire de escape acumulado sea mecánicamente, químicamente y/o biológicamente purificado.

En otra realización del objetivo de la solicitud se establece que la mezcla de sólido-fluido consiste al menos parcialmente de biomasa. El principio de la carbonización hidrotermal es utilizado por el abastecimiento de presión y calor, para despolimerizar e hidrolizar inicialmente la biomasa húmeda y liberar energía térmica por el método eficiente y altamente económico según la solicitud. La polimerización de los monómeros resultantes conduce a la formación de productos de reacción que contienen carbono en pocas horas. Los productos de reacción deseados se producen en función de las condiciones de reacción. Por ejemplo, después de un tiempo de reacción más corto, entre otros, el primer humus y en el transcurso posterior de los combustibles de reacción con un contenido de carbono creciente, que son adecuados para la energía. [0084] La solicitud también proporciona la producción de diversos productos de reacción, productos intermedios, subproductos y/o productos finales, incluyendo la producción de combustibles desde la turba, pasando por el lignito hasta combustibles similares al carbón negro, materiales que contienen carbono, tales como materiales aislantes, nanoesponjas, pellets, fibras, cables, carbono activo o de absorción, sustitutos del carbón, productos y materiales de carbono de alta densidad y, en particular, fuentes de suministro para productos de grafito, productos que contienen grafito o productos similares, y fibras de carbono y

fuentes de suministro para compuestos o materiales compuestos de fibras.

En una realización ejemplar se establece que el reactor es un reactor de cascada, de tubo, de ciclo, de bucle y/o un reactor de agitación y/o preferentemente un reactor de membrana y/o de lecho fluidizado. Preferiblemente, al menos un reactor o una combinación de diferentes reactores tiene al menos una característica y, preferentemente, combinaciones de características de un reactor de cascada, de tubo o de ciclo, preferentemente un reactor de bucle o un reactor de agitación, o muy preferentemente un reactor de membrana o de lecho fluidizado. En particular, es preferible que al menos un reactor incluya al menos una parte de membrana y/o al menos un dispositivo para la generación de una capa de lecho fluidizado circulante.

En otra realización ejemplar de la invención se establece que el dispositivo para tratar la biomasa incluye al menos un reactor para recibir la biomasa y al menos un dispositivo para procesar de la biomasa y/o condicionamiento de los productos de reacción y/o subproductos. En otra realización se establece que el reactor es un reactor tubular, reactor de ciclo, y particularmente ventajoso un reactor de bucle o un reactor de agitación y/o preferentemente un reactor de membrana y/o de lecho fluidizado. Es preferible que al menos un reactor incluya al menos una parte de membrana y/o al menos un dispositivo para la producción de una capa de lecho fluidizado circulante. Al mismo tiempo, el reactor está diseñado para temperaturas de al menos 100 °C, y al menos, una presión superior a 5 bar.

Se pueden suministrar varios reactores para el recibimiento y tratamiento de la biomasa para aumentar la capacidad o la producción del sistema según la solicitud. Estos se pueden conectar en serie.

El material y/o el combustible se produce a partir de biomasa y en comparación con la biomasa tiene mayor contenido de carbono en un 1-300 %, en función del porcentaje en masa de los elementos (materia seca). El material y/o el combustible incluye desde combustibles desde la turba, pasando por el lignito hasta combustibles que contienen carbón negro, y materiales que contienen carbono, tales como materiales aislantes, nanoesponjas, pellets, fibras, cables, carbón puro, ultrapuro y ultracarbón, o materiales similares al carbono activo o de absorción, sustitutos del carbón, productos y materiales de carbono de alta densidad y, en particular, fuentes de suministro para productos de grafito, productos que contienen grafito o productos similares, y fibras de carbono y fuentes de suministro para compuestos o materiales compuestos de fibras. El material y/o el combustible puede ser comparado con la biomasa en un 10-300 %, también 50-300 % o también 100-300 %, y especialmente 200-300 % de incremento del contenido de carbono, en función del porcentaje en masa de los elementos (materia seca). El material y/o el combustible puede ser comparado alternativamente con la biomasa en un 5-200 %, también 10-150 %, también 10-120 %, y especialmente 50-100 % de incremento del contenido de carbono, en función del porcentaje en masa de los elementos (materia seca) respectivamente.

El material y/o el combustible tiene un contenido de carbono comparado con la fuente de suministro del 50-90 %, también del 55-80 %, y también de más del 98 %, cada uno, en función del porcentaje en masa de los elementos (materia seca). En otra realización, el contenido de hidrógeno del material y/o del combustible en comparación con la biomasa se reduce en un 1-300 %, incluso 5-200 %, y también 20-100 % cada uno, en función del porcentaje de fracción de masa de los elementos (materia seca). En otra realización, el contenido de oxígeno del material y/o del combustible en comparación con el de la fuente de suministro se reduce en un 1-300 %, incluso 5-200 % y también 15-100 % en cada caso, en función del porcentaje de masa de los elementos (materia seca).

En otra realización, el contenido de nitrógeno del material y/o del combustible en comparación con la fuente de suministro se reduce en un 1-300 %, preferentemente 5-200 % o muy preferentemente 15-100 % respectivamente, en función del porcentaje de fracción de masa de los elementos (materia seca). El material y/o el combustible según la solicitud puede representar al menos o más del 65 % del valor original de combustible de las fuentes de suministro y, en particular, de la biomasa en función de la materia seca. El material y/o combustible puede tener, debido a su composición y estructura en comparación con la biomasa o los combustibles fósiles o de biomasa alternativos, unas características de combustión significativamente más ventajosas y respetuosas con el medio ambiente, por ejemplo, debido a la reducción de las piezas de ceniza, al menor contenido de cloro, nitrato, azufre y metales pesados, y a la reducción de las emisiones de polvo, partículas, polvo fino y sustancias tóxicas gaseosas, incluidos los óxidos de nitrógeno y de azufre.

El material y/o el combustible también pueden incluir una mayor reactividad y una temperatura de autoignición más baja en comparación con la biomasa o los combustibles sólidos fósiles o biomasa alternativos. Si el material y/o combustible es poroso, puede ser fragmentado con un menor gasto energético que los combustibles fósiles sólidos con un valor calorífico o contenido de carbono comparable. Una gran superficie se obtiene con un pequeño tamaño de partícula del material y/o combustible, en particular un tamaño de partícula de unos 2 nanómetros a 50 micrómetros, incluso menos de un micrómetro, y también menos de 200 nanómetros. El material y/o el combustible se pueden secar bien debido al pequeño tamaño de las partículas y su gran superficie.

El material y/o el combustible puede contener productos de reacción Maillard o tipo Maillard. En una realización, el material o el combustible de la biomasa se produce según un método conformado por al menos los siguientes pasos: tratamiento de la biomasa a una temperatura superior a 100 °C y una presión superior a 5 bar durante al menos una hora y tratamiento de la biomasa y/o acondicionamiento de la reacción, productos intermedios,

subproductos y/o productos finales. La temperatura puede ajustarse a más de 160 °C, también entre 160 y 300 °C, y también entre 185 y 225 °C. La presión puede ajustarse como mínimo a 7 bar, también entre 10 y 34 bar, y también entre 10 y 17 bar, 18 y 26 bar o 27 y 34 bar. La duración del tratamiento puede ser de al menos 2 horas, preferentemente 3-60 horas, incluso 5-30 horas o 31-60 horas, especialmente 6-12 horas o 13-24 horas. Después del tratamiento de la biomasa, los productos de reacción se secan con un secador, también con un secador por convección o directo, con un secador de flujo y/o banda, y/o con un secador de lecho fluidizado hasta alcanzar un contenido de humedad residual deseado de 6-25 %, incluso 10-20 %, o incluso 12-15 %.

Los productos de reacción, intermedios, subproductos y productos finales del método anteriormente descrito incluyen combustibles desde la turba, pasando por el lignito hasta combustibles similares al carbón negro, materiales que contienen carbono, tales como materiales aislantes, nanoesponjas, pellets, fibras, cables, carbono activo o de absorción, sustitutos del carbón, productos y materiales de carbono de alta densidad y, en particular, fuentes de suministro para productos de grafito, productos que contienen grafito o productos similares, y fibras de carbono y fuentes de suministro para compuestos o materiales compuestos de fibras.

A diferencia de los combustibles fósiles, la biomasa comprende las materias primas renovables disponibles a largo plazo como portadores energéticos nacionales, así como todas las sustancias orgánicas líquidas y sólidas y los productos de los procesos biológicos y bioquímicos y sus productos de conversión que tienen un contenido de carbono suficientemente elevado para este método y que también pueden procesarse de otro modo en su composición y propiedades para obtener reacciones económicamente utilizables, productos secundarios, intermedios y finales por el método según la solicitud, incluidos los combustibles. Las fuentes de suministro se encuentran, por ejemplo, entre los hidratos de carbono, el azúcar y los almidones, los productos agrícolas y forestales, también las plantas energéticas cultivadas especialmente (especies arbóreas de crecimiento rápido, cañas, plantas de grano entero y similares), la soja, la caña de azúcar y la paja de cereal, así como los residuos y subproductos biológicos, las plantas y los residuos vegetales de otro origen (vegetación de la carretera, conservación del paisaje y similares); los residuos agrícolas, incluidos la paja, las hojas de caña de azúcar, los restos de granos, las partes no comercializables de los productos agrícolas como por ejemplo, de la patata o de la remolacha, los ensilajes en descomposición, así como otros desechos de alimentos, recortes de hierba, paja de cereales, hojas de remolacha, hojas de caña de azúcar; residuos y restos de carbono, incluidos los biorresiduos, residuos de fracciones de alto valor calorífico de residuos domésticos y residuos industriales (residuos residuales), lodos de depuradora, diferentes tipos y clases de madera, incluida la madera forestal, madera de construcción, palés, muebles viejos, aserrín; residuos y desechos de la industria alimentaria, incluidos los desperdicios de cocinas y residuos alimenticios, residuos de hortalizas, residuos de grasa y papel y pulpa de celulosa, y productos textiles, en particular fibras naturales y polímeros naturales, y excrementos de origen animal, incluidos el estiércol y estiércol de caballo y heces de aves de corral. Las carcasas y, en particular, las carcasas de animales también pueden contarse como biomasa.

Como tratamiento de la fuente de suministro y/o de la mezcla de sólido-fluido en el sentido de la solicitud, deben entenderse todas las influencias o efectos sobre la mezcla de sólido-fluido que sirven para la conversión de la mezcla de sólido-fluido en los productos de reacción, en particular el abastecimiento de energía para iniciar y mantener la reacción, incluido el tratamiento de la mezcla de sólido-fluido a una temperatura superior a 100 °C y una presión superior a 5 bar. El procesamiento de la biomasa y/o de la mezcla de sólido-fluido en el sentido de la solicitud es el procesamiento de la fuente de suministro, la reacción y/o los productos intermedios en diferentes pasos, antes y después del proceso de reacción química. El procesamiento comprende todos los pasos, procesos y efectos en los reactivos, incluidos el pretratamiento y/o el postratamiento.

Como pretratamiento se entienden todos los efectos que actúan sobre la mezcla de sólido-fluido de la reacción de conversión hasta el final del proceso de llenado del espacio de reacción y el inicio del abastecimiento de energía para iniciar la reacción de conversión.

En particular, un precalentamiento del material de suministro y una fragmentación con predominio, es decir, más de dos tercios de los componentes de la mezcla de reacción, un tamaño de partícula inferior a 10 mm dentro o fuera del espacio de reacción se considera pretratamiento.

Las mezclas de sólido-líquido según la definición de la solicitud son todas las suspensiones, dispersiones y otros sistemas dispersos, incluidos los sólidos que contienen líquido, en particular la biomasa. El método encuentra una aplicación particular para aquellas mezclas de sólido-fluido que conducen, durante el proceso de reacción, a un aumento del contenido de la fase líquida o más específicamente a disolventes, y/o a la modificación física o química del sólido, que permite una mejor separación de sólido-líquido o una proporción alterada con mayor contenido de sólidos. Los materiales de inicio en este contexto son los sólidos que contienen líquido o que no contienen líquido que se utilizan para preparar la mezcla de sólido-líquido.

El reacondicionamiento o acondicionamiento de los productos de reacción y/o productos secundarios en el sentido de la solicitud comprende todas las influencias o efectos sobre los productos secundarios y/o productos finales de la reacción de conversión, por medio de los cuales estos se introducen en la forma deseada o necesaria.

El método semicontinuo o continuo en el sentido de la solicitud debe entenderse como la producción de productos de reacción, productos intermedios, subproductos y productos finales a escala piloto y/o industrial, en los que se cumpla al menos un criterio, o dos o incluso más de los criterios enumerados a continuación:

- 5 1. La temperatura, en particular en al menos un recipiente a presión, reactor o componente de la planta, es continuamente superior a 40-90 grados centígrados durante al menos dos ciclos de reacción, preferentemente a partir de 60-70 grados centígrados y/o por encima de las temperaturas de ebullición del agua de proceso a una presión absoluta de bar, de modo que un contacto manual inmediato e intrascendente más largo e intrascendente con la pared del contenedor, que esté en contacto directo con la mezcla de reacción de más de 10 un minuto, solo es posible con medios auxiliares, sustancias aislantes o dispositivos adicionales.
- 15 2. La presión, en particular en al menos un recipiente a presión, reactor o componente de la planta, se mantiene continuamente durante al menos dos ciclos de reacción por encima de una presión absoluta de un bar. Al menos dos contenedores, de los cuales al menos un reactor, están conectados entre sí de tal manera que se pueda realizar el transporte, la compensación de presión o el almacenamiento de medios comprimidos.
- 20 3. El procesamiento de las fuentes de suministro, los productos de mezclas de sólido-fluido, productos de reacción, subproductos, productos intermedios y/o productos finales u otros reactantes se lleva a cabo en más de un contenedor dentro de la planta.
- 25 4. El volumen total de los contenedores en los que tiene lugar esta transformación, que son al mismo tiempo componentes fijos de las instalaciones, asciende al menos a 500 litros, de modo que al menos uno de los contenedores pueda moverse no solo manualmente, sino también con ayudas adicionales.
- 30 5. Durante un ciclo de reacción se utiliza una mezcla carbonosa de sólido-fluido pretratada y/o diferentes tipos de fuentes de suministro, biomasa o compuestos de carbono, en particular de distinta naturaleza y consistencia.
- 35 6. Diferentes fuentes de suministro de los productos de mezclas de sólido-fluido, productos de reacción, subproductos, productos intermedios y/o productos finales y/o otros reactantes, incluyendo catalizadores y/o medios propulsores o de temple tales como el agua, en particular el agua de proceso y/o el gas, tales como el gas de proceso o de síntesis, se suministran a partir de un ciclo de reacción simultáneo, en diferido, continuo o discontinuo o se extraen de la mezcla de reacción. El proceso se lleva a cabo cuando la temperatura del recipiente a presión, reactor u otros componentes de la planta es superior a 60-70 grados Celsius o superior al punto de ebullición del agua de proceso a una presión absoluta de bar o cuando la presión de al menos un componente del sistema es superior a una presión absoluta de bar.
- 40 7. La mezcla de reacción se trata dentro de un proceso coherente, en particular dentro de una planta.
- 45 8. Antes y/o durante el ciclo de reacción, las fuentes de suministro o la mezcla de reacción se ponen en movimiento mediante la introducción de energía cinética, en particular mediante al menos un sistema de agitación o mezcla o una combinación de sistemas agitadores o mezcladores de cualquier tipo, preferentemente con la cooperación de al menos un sistema agitador o mezclador no mecánico que, cuando se utilice un solo sistema, no tenga acoplamiento magnético con un solo eje y no funcione eléctricamente al mismo tiempo.
- 50 9. Antes y/o durante el ciclo, la energía térmica se suministra a las fuentes de suministro o a la mezcla de reacción, o se elimina de ellas, en particular utilizando al menos un sistema de templado o una combinación de diferentes sistemas o dispositivos, cuando se utiliza un único sistema, es preferible que no se trate de un horno comercial y/o que no disponga de una transferencia de calor montada en la pared por medio de un recipiente que se pueda separar con unas pocas empuñaduras y que funcione eléctricamente.
- 55 10. El método continuo se caracteriza particularmente por las características contenidas en la descripción y combinaciones características de los aparatos y dispositivos utilizados para la conversión de los métodos continuos. Otros criterios para un método continuo pueden derivarse de las características que contiene, en el que las fuentes de suministro que contienen carbono se alimentan continuamente a un primer reactor y la mezcla de reacción es conducida de un reactor a otro en lotes y los productos de la reacción se descargan continuamente de un último reactor.

Se entiende por contenedor un objeto abierto o cerrado en la parte superior que tiene una cavidad en su interior, que sirve particularmente para separar su contenido de su entorno. Un contenedor en el que se lleva a cabo la reacción de conversión, es decir, el tratamiento de la mezcla de sólido-fluido, y/o el procesamiento de la mezcla de sólido-fluido, por ejemplo, un recipiente a presión o un reactor está formado por un espacio de reacción o un espacio del contenedor a presión cerrado al exterior.

Un reactor se describe particularmente como un contenedor en el que tienen lugar los pasos de reacción decisivos. Como pasos de reacción decisivos se entienden particularmente los pasos que se desarrollan en gran medida, por ejemplo, en una región de temperatura y presión, que tiene que estar presente en promedio para poder convertir al

menos entre el 10-30 % de la fuente de suministro en uno de los productos de reacción, productos intermedios, subproductos o productos finales mencionados.

Los espacios de reacción o espacios de los contenedores de presión se definen por la existencia de regiones espaciales también dentro de un único espacio del contenedor de reacción o de presión, en el que están presentes las condiciones de reacción que son desviables de manera medible entre sí. Una condición de reacción desviada se produce a través de un efecto estructural, mecánico, de flujo y/o de fase, químico, eléctrico, electroquímico u otro tipo de efecto. El dispositivo utilizado para este fin suele ser un sistema de agitación o mezcla de accionamiento eléctrico con un solo eje con acoplamiento magnético y una transferencia de calor a la pared de una pared lisa y cargada a presión en el interior de la pared exterior del reactor por medio de unas pocas asas, un recipiente con camisa calefactada separable, que funciona eléctricamente, un autoclave para uso en laboratorio.

El ciclo de reacción, ciclo o reacción debe entenderse como la duración de una reacción de conversión única que comienza con la introducción de los productos ingresados al espacio de reacción y el abastecimiento de energía que sirve para el inicio de la reacción de conversión. Un ciclo dura desde el inicio del proceso de reacción hasta la existencia del producto de reacción deseado en la mezcla de reacción sin tratamiento posterior ni acondicionamiento, o hasta la finalización del proceso de reacción.

Los sistemas de agitación o mezcla incluyen los aparatos que transfieren la energía a la mezcla de reacción mecánicamente o mediante ultrasonidos, dependiendo del flujo, de las condiciones térmicas o de la construcción y que, por lo tanto, provocan un movimiento del contenido del reactor mediante agitación o mezcla. Esto también incluye el movimiento de la mezcla de reacción a través de dispositivos tales como bombas, mezcladores de caudal líquido, boquillas y mezcladores mecánicos y térmicos o el flujo de la mezcla de reacción a lo largo de gradientes de presión.

Una planta se compone de al menos dos dispositivos o dispositivos para llevar a cabo el método según la solicitud. Al menos dos contenedores o recipientes de los cuales al menos uno es un reactor, pueden estar conectados entre sí de tal manera que se pueda realizar una compensación de presión o el almacenamiento de medios comprimidos. Un componente integral o esencial de la planta es un dispositivo o un contenedor en el que, en caso de fallo de este componente, la eficacia del método se ve limitada, en particular por su rentabilidad, en al menos un dos o un cinco por ciento y, particularmente, preferible en al menos un diez por ciento.

Un proceso coherente ocurre si se utilizan varios dispositivos o dispositivos de una planta juntos. En una planta de este tipo pueden procesarse más de 200 kilogramos de fuente de suministro por semana, en relación con la materia seca. Se puede considerar que una planta se utiliza conjuntamente cuando los dispositivos o dispositivos están conectados entre sí o mediante conexiones de línea o espacialmente por métodos que permiten el intercambio de productos de inicio, intermedios, secundarios y de reacción, así como de otros participantes en la reacción o el uso común de los mismos participantes en un radio de 50 km.

El inicio o comienzo de la reacción o del proceso de reacción se caracteriza por alcanzar al menos un parámetro deseado del procedimiento de reacción, incluyendo la presión o la temperatura, en cuyo punto puede producirse la reacción de conversión de carbonización hidrotermal durante un período de al menos una hora. El final del proceso de reacción se caracteriza por la ausencia continua de al menos uno de los parámetros deseados del procedimiento de reacción antes del vaciado del espacio de reacción. Los productos de reacción o intermedios, o productos secundarios o reactivos, en el sentido de la solicitud son todas las sustancias sólidas, líquidas y gaseosas que se encuentran o se han encontrado en condiciones de funcionamiento (presión superior a 5 bar, temperatura superior a 100 °C) independientemente de su duración de permanencia en el espacio de reacción.

Las mezclas de sólido-fluido en el sentido de la solicitud son todas las suspensiones, dispersiones y otros sistemas dispersos, incluidos los sólidos que contienen líquidos, en particular la biomasa. El dispositivo según la solicitud se utiliza en particular para aquellas mezclas de sólido-fluido que conducen, durante el proceso de reacción, a un aumento del contenido de la fase líquida o más específicamente al disolvente, y/o al cambio físico o químico del sólido que permite una mejor separación de sólido-fluido o proporciones cambiadas con mayor cantidad de partes sólidas.

Las suspensiones y dispersiones son mezclas heterogéneas de sólido-fluido. Una mezcla de sustancias heterogéneas (inmiscibles) de un líquido y un sólido debe entenderse como una suspensión. Una suspensión tiene al menos una fase sólida y al menos una fase líquida. Los sistemas dispersos, es decir, las mezclas binarias de pequeñas partículas y un medio de dispersión continuo, incluyen dispersiones coloidales, micelas, vesículas, emulsiones, geles y aerosoles, por ejemplo, pinturas, emulsiones o espumas.

Los productos de reacción similar a Maillard en el sentido de la solicitud, deben entenderse como compuestos que son productos intermedios, secundarios, finales o reactivos de productos de reacción de Maillard y que pueden poseer propiedades químicas, físicas o biológicas similares. Entre estos compuestos se encuentran los productos finales de glicación avanzada (Advanced Glycation End-products, AGE) que se generan mediante la reorganización de los productos primarios de Amadori y que reaccionan a los productos finales de reacción de Maillard, los

productos finales de glicación avanzada (Advanced Glycation End-products, AGE). Los AGE pueden formar enlaces cruzados con otras proteínas a través del reordenamiento y la polimerización. Debido a la trayectoria de desarrollo, existen numerosas formas diferentes y complejas de AGE, de las cuales Nε-(carboximetil)lisina (CML), furosina y pentosidina han sido examinadas más intensamente hasta ahora.

Las sustancias tipo politetrafluoroetileno (PTFE) se entienden como sustancias y compuestos de clases similares, relacionadas o no relacionadas que poseen al menos una o varias características del politetrafluoroetileno, por ejemplo, inercia a la reacción, coeficiente de fricción muy bajo, índice de refracción muy bajo, alta resistencia al calor, baja durabilidad de la adhesión de las contaminaciones superficiales o una superficie lisa.

Los combustibles son sustancias que sirven para la producción de energía y que se convierten en energía térmica, química, eléctrica u otros métodos. Los materiales son sustancias que se transforman en un producto mediante su posterior transformación, tratamiento o acondicionamiento, o que se transforman en un producto final como objetos de trabajo.

Las características del producto de reacción, como el grado de pureza, la forma, la estructura, la densidad, la resistencia mecánica o la resistencia, el tamaño de las partículas, la estructura de la superficie, la composición, las características de combustión, el valor del combustible y el contenido de energía dependen de los métodos o las condiciones de reacción; es decir, de los parámetros responsables del control del método; es decir, del procedimiento del proceso.

La fuente de suministro y los productos de reacción, intermedios, secundarios y/o finales se procesan en diferentes pasos antes y después del proceso de conversión química. Los pasos de procesamiento tienen como objetivo la conversión de sustancias a escala industrial o piloto. Por lo tanto, el procesamiento debe entenderse como algo más que un desmontaje manual o una fragmentación manual con un par de tijeras. El tratamiento de la biomasa y/o el reacondicionamiento de los productos de reacción y/o de los productos secundarios del método según la solicitud se realiza a través de un sistema de agitación o mezcla de accionamiento eléctrico con un solo eje y acoplamiento magnético, así como una transferencia de calor mediada por la pared de la parte interior lisa y presurizada de la pared exterior del reactor, utilizando un contenedor de carcasa calentado eléctricamente que se puede separar con unas pocas palancas. Comprende también los criterios mencionados para el sistema de agitación o mezcla y/o el sistema de templado para el método semicontinuo o continuo mencionado en los puntos 9 y 10.

Por lo general, la biomasa puede fragmentarse antes del almacenamiento y, en particular, antes o después del proceso real de conversión, en particular, antes o después del llenado en el espacio de reacción. La fragmentación se realiza de forma particularmente mecánica, preferentemente mediante trituración. Un dispositivo para moler, por ejemplo una picadora o un molino húmedo, se utiliza normalmente para moler. Dependiendo de la fuente de suministro y del tamaño de partícula deseado, se utilizan diferentes tipos de granza, molino y/o molino húmedo. El tamaño de las partículas influye en el progreso de la reacción. Por lo tanto, cuanto menor sea el tamaño de las partículas, mayor será la superficie de la fuente de suministro. Cuanto mayor sea la superficie de los reactivos, más rápida será la conversión química. El tamaño de las partículas de la biomasa fragmentada puede ser inferior a 10 cm, también inferior a 1 cm y también inferior a 2 mm.

La energía, el tiempo y el esfuerzo del material durante el proceso de fragmentación dependen, por tanto, del procedimiento del proceso y, en particular, de la configuración de la fuente de suministro, del tamaño de las partículas y del período de incubación.

Parte del proceso de pretratamiento es la incubación en un medio o medio ácido con un valor pH inferior a 6, también inferior a 5, y también inferior a 4, particularmente inferior a 3 o también inferior a 2, como parte del pretratamiento. La duración necesaria de este paso disminuye con el aumento de la fragmentación y con la disminución del valor pH. La incubación a un valor pH ácido puede tener lugar, por ejemplo, después de la fragmentación. La incubación tiene lugar en un recipiente de incubación aislado equipado con una pared doble u otro sistema de templado. El sistema de templado se utiliza esencialmente mediante calor de proceso o calor residual del proceso de producción u otro proceso, o con agua de proceso parcialmente purificada y calentada. El período de incubación es de al menos 10-60 minutos, 1-10 horas o 10-60 horas. Una preincubación puede reducir considerablemente el tiempo de reacción en función de las fuentes de suministro y otros pasos de pretratamiento. El ahorro de tiempo es mayor al 3-10 %, 10-20 % o más en condiciones ideales.

Como el agua se produce químicamente durante la reacción de conversión y se separa de las fuentes de suministro, el volumen de agua aumenta a lo largo del proceso. Al eliminar el agua de proceso, se reduce el volumen de reacción necesario para el espacio de reacción requerido, por ejemplo, por los siguientes contenedores de reacción. En el sentido de una cascada de reactores, el volumen de cada reactor individual se reduce durante el transcurso de la reacción. El agua de proceso puede obtenerse durante o después de concluir la reacción de conversión. La extracción de agua de proceso durante el proceso se realiza a una temperatura superior a 180 °C y a una presión superior a 5 bar. Esto hace que los dispositivos y métodos para la separación de sólido-fluido sean especialmente exigentes. El mencionado proceso incluye varios procesos de cribado (cribado grueso, cribado fino); procesos de filtración y/o deposición de la fuerza centrífuga por ciclón, filtración dinámica, estática, al vacío, a presión y estéril,

entre estos especialmente la filtración de flujo cruzado incluyendo la microfiltración, ultrafiltración y nanofiltración; métodos de ósmosis inversa. Preferiblemente, se utilizan dispositivos que emplean hidrociclones, centrífugas, dispositivos de separación soportados por campos de fuerza y/o métodos de filtración como principio funcional o de procedimiento subyacente. En particular, se prefieren los métodos de filtración que también pueden utilizarse en las condiciones de reacción de la carbonización hidrotermal. Se prefieren los filtros de disco rotativo o los filtros de membrana centrífuga para separaciones de sólido-fluido en condiciones operativas.

Los diferentes métodos de separación de sólido-fluido pueden combinarse entre sí. Cada reactor que sigue al primero puede conectarse a un dispositivo de separación de sólido-fluido. La separación sólido-líquido tiene lugar de forma continua o intermitente durante un período de al menos una vigésima parte del tiempo de permanencia en un reactor. Se puede adaptar a las necesidades en función de las necesidades y del rendimiento del dispositivo utilizado. El agua de proceso extraída se mantiene en un contenedor aislado resistente a la corrosión o en un recipiente a presión con exclusión de aire.

Para enriquecer el agua de proceso, se extrae directamente del proceso en curso o de un depósito para el agua de proceso no tratada. El enriquecimiento del agua de proceso se realiza, por un lado, mediante uno o varios dispositivos de separación de sólido-fluido mencionados en esta especificación de patente y/o, por otro lado, mediante la evaporación de agua, por ejemplo, en un evaporador. El vapor de agua obtenido del proceso de evaporación se utiliza en otro punto del proceso, por ejemplo, para calentar las fuentes de suministro antes de entrar en un intercambiador térmico, calentar el aceite térmico mediante un proceso de intercambio de calor, o para hacer funcionar un dispositivo para el secado de productos de reacción, como un molino de caudal de aire u otro dispositivo de secado mencionado en otro apartado de este documento.

Se elimina al menos 1-5, 5-20 o 20-70 % del agua para enriquecer el agua de proceso. Para ello, también se utilizarán otros métodos mencionados en esta especificación de patente, por ejemplo, la ósmosis inversa, con la desventaja de que la temperatura tiene que reducirse aún más, debido a las membranas sensibles a la temperatura. El agua de proceso se almacena en un recipiente aislado y resistente a la corrosión o como depósito de agua de proceso diseñado como recipiente a presión, si es posible, con exclusión de aire.

El agua de proceso enriquecida se utiliza parcialmente para la preincubación, el precalentamiento de fuentes de suministro, la producción de una mezcla de sólido-fluido bombeable, para agregarla a la mezcla de reacción, para recubirla o mezclarla con las fuentes de suministro suministradas en un reactor de la planta, para devolverla al proceso en curso, como medio portador de calor para otros procesos dentro o fuera de la planta, y/o como componente fertilizante. El agua de proceso se obtiene a temperaturas de 1-50 °C por encima de las temperaturas para los respectivos usos.

Para la preincubación, el precalentamiento de fuentes de suministro, la producción de una mezcla de sólido-fluido bombeable, o para recubirla o mezclarla con una fuente de suministro introducida en un reactor de la planta, es ventajoso utilizar agua de proceso o agua de proceso enriquecida con una temperatura de 25-50, 50-70 o 70-99 °C. El valor de pH para estos fines es ventajosamente inferior a 6 o inferior a 4 o inferior a 2. Es ventajoso utilizar agua de proceso o agua de proceso enriquecida con una temperatura de 25-50, 50-70 o 70-99 °C como medio portador de calor para otros procesos dentro o fuera de una planta. Sin embargo, las temperaturas superiores a 100 o 200 °C también pueden ser ventajosas para estos fines, así como para la mezcla con una fuente de suministro suministrada en un reactor de la planta para su retorno al proceso en marcha.

El valor de pH necesario se obtiene, por una parte, por la cantidad de agua evaporada o eliminada de otro modo y, por otra, por el uso de ácido como catalizador, cuyo punto de ebullición es superior al del agua. El agua de proceso enriquecida contiene componentes catalizadores en la medida en que tienen un punto de ebullición superior al agua. El ácido sulfúrico tiene, por ejemplo, un punto de ebullición de 279 °C. El punto de descomposición del ácido fosfórico es de 213 °C. Una acidificación, es decir, un valor pH decreciente, se consigue mediante la evaporación continua del agua a temperaturas por debajo del punto de ebullición de los ácidos, incluso si es difícil evitar que los componentes del catalizador escapen con el vapor de agua de proceso del agua de proceso a pesar de un punto de ebullición más alto. Esto se aplica igualmente a catalizadores metálicos como el sulfato de hierro (II) con un punto de fusión o de descomposición superior a 400 °C, el cloruro de hierro (III) con un punto de ebullición superior a 120 °C (sublimación) o el cloruro de hierro (II) con un punto de ebullición de 1026 °C. Se pueden ahorrar uno o varios componentes del catalizador enriqueciendo el agua del proceso.

El vapor de agua de proceso se utiliza en otro punto del proceso, por ejemplo, para calentar las fuentes de suministro antes de que entren en un intercambiador térmico, calentar el aceite térmico mediante un proceso de intercambio de calor, o para hacer funcionar un dispositivo para el secado de productos de reacción tales como un molino de caudal de aire y/o un dispositivo de secado mencionado en otro apartado de este documento. Se realiza una limpieza del vapor de agua del proceso dependiendo de su aplicación. El agua de proceso enriquecida puede ser transportada con varias bombas mencionadas en este documento a temperaturas también superiores a 250 °C, por ejemplo, mediante una bomba de desplazamiento helicoidal. La temperatura se reduce, por ejemplo, a través de un intercambiador térmico a presión ambiente o antes de su entrada en un dispositivo o en un mezclador a presión ambiente, de forma que la mezcla de sólido-fluido tenga una temperatura de 50-60 o 60-80 °C.

En particular, las sustancias metálicas, inorgánicas o similares a la arena y otras impurezas se separan de la biomasa. En el tratamiento de la biomasa y los residuos orgánicos se utilizan métodos y procesos ya establecidos, por ejemplo, en las plantas de biogás. Un catalizador con o sin adición de agua y/o en una solución acuosa puede añadirse después de la preincubación en el medio ácido, pero también en un momento anterior o posterior.

La biomasa se mezcla completamente con el catalizador o la mezcla de catalizador. El catalizador forma entonces una mezcla de reacción con la biomasa. El proceso de mezcla puede llevarse a cabo alternativamente dentro de un reactor. La compresión de la mezcla de reacción puede tener lugar en uno o más pasos fuera o dentro de un reactor. La alta compresión es ventajosa, lo que significa una vez más un mejor uso del espacio de reacción. El nivel de compresión depende de la transferibilidad al reactor del producto de reacción deseado y del procedimiento de proceso. La mezcla de reacción puede, por ejemplo, introducirse también en un reactor después del pretratamiento. El precalentamiento puede ocurrir, por ejemplo, antes de la introducción de componentes de reacción, en el espacio del contenedor de presión. Todos los reactivos pueden ser precalentados. Toda la fuente de suministro, particularmente la biomasa, se puede calentar a unos 60-90 °C. El precalentamiento se realiza, por ejemplo, añadiendo energía térmica y, particularmente, agua de proceso a punto de hervir, una suspensión de biomasa precalentada u otro tipo de agua a una presión absoluta de aproximadamente 1 bar, o mediante el abastecimiento de agua o vapor de proceso u otros portadores de energía térmica. Alternativa o adicionalmente, se puede utilizar la energía térmica de los procesos de intercambio de calor.

El tiempo de reacción es, dependiendo del producto de reacción deseado, de 1-60 horas, 3-40 horas, 5-18 horas. El tiempo de reacción se considera terminado y la reacción terminada cuando ya no se libera más entalpía notable. Un pretratamiento mínimo y/o la omisión de pasos individuales de pretratamiento puede aumentar el tiempo de reacción a más de 60 horas. El tiempo de reacción depende particularmente de la composición y de las características de la fuente de suministro correspondiente. Cuanto mayor sea la superficie, menor será el tamaño de las partículas, menor será la proporción de lignina o celulosa y mayor la proporción de hidratos de carbono, más rápido se liberará la energía térmica en la fase de despolimerización y más rápido se alcanzará la fase de estabilización, lo que reducirá el tiempo de reacción o de retención. Cuanto más corto sea el tiempo de conversión de la fuente de suministro respectiva, mayor puede ser el retraso, por ejemplo, para la introducción en una reacción que ya se está ejecutando en el reactor. También se consigue un tiempo de reacción más corto con proporciones relativamente grandes de grasa y proteínas no vegetales y no reticuladas, por ejemplo, proteínas animales o bacterianas. El final de la liberación de energía térmica durante el proceso de reacción indica el final del proceso de conversión.

Se pueden alcanzar temperaturas de hasta 300, 400 o 500 °C. Sin embargo, las temperaturas entre 185 y 205 °C son ventajosas, particularmente hasta 215 °C, y especialmente hasta 225 °C. Según la solicitud, se genera una presión con exclusión del aire, que es, por ejemplo, de 7 a 90 bar. Una presión de 11-18 bar es ventajosa, también 18-26 bar y también 26-34 bar.

El dispositivo consta de un reactor que puede adaptarse en función de los procesos que se ejecutan en él, la cantidad y el tipo de sólidos utilizados, y/o el producto de reacción deseado. Al menos uno de los reactores puede ser, por ejemplo, un recipiente agitador de cascada, de tubo, de circuito, de bucle, de membrana, de lecho fluidizado y/o recipiente agitador o un reactor de recipiente agitador; o bien presentar características individuales o una combinación de diferentes características de estos reactores. El lecho fluidizado del reactor es preferentemente circulante. El reactor o una combinación de diferentes reactores puede utilizarse para diferentes tiempos de tratamiento y etapas de procesamiento dentro de una planta. Además, debido a las presiones necesarias, el reactor puede ser diseñado como un recipiente a presión. El diseño de la forma del recipiente a presión depende del procedimiento de proceso y de la técnica de mezcla utilizada.

En otra realización del objeto de la invención, el reactor está equipado con un tipo de reactor de lecho fluidizado de multi-membrana con un lecho fluidizado circulante. Este tipo de reactor combina las características ventajosas de diferentes tipos de reactores de membrana y de lecho fluidizado.

El reactor puede presentar una o más de las siguientes características: el reactor puede comprender al menos un contenedor de presión y al menos un dispositivo de separación de sólido-fluido, y también se denomina reactor de membrana; el reactor puede tener al menos una filtración gruesa y/o fina o una combinación de ambos dispositivos, que también pueden combinarse en un dispositivo de filtración; al menos uno de los recipientes a presión puede tener un sistema de agitación y/o mezcla, que puede denominarse, por lo tanto, reactor de recipiente agitador; la suma de todos los espacios de reacción de las recipientes a presión o de los reactores puede tener un volumen de 0,5-10.000 metros cúbicos, también de 5-2000 metros cúbicos, y también de 50-500 metros cúbicos.

La suma de todos los contenedores de una planta, incluyendo los espacios de reacción de los recipientes a presión o reactores, tolvas y espacios de almacenamiento, puede tener un volumen de 0,5-1.000.000 metros cúbicos, también 10.000-700.000 metros cúbicos, y también 50.000-500.000 metros cúbicos. Dependiendo de la fuente de suministro y de la biomasa, el contenido de agua de la biomasa puede ser de hasta el 95 % o más del peso total. La integración de un proceso de deshidratación que precede a la reacción de conversión puede ser útil por esta razón. Debido al alto contenido de humedad y al bajo peso de carga de muchas biomásas, la transferibilidad es limitada, de

modo que el contenido inicial de sólidos en el espacio de reacción puede estar entre el 5 y 30 % aproximadamente. El rendimiento de producto de reacción por tanto puede ser en la región de un porcentaje de una figura del volumen de espacio de reacción total. Como consecuencia, es necesario un volumen de espacio de reacción relativamente grande. Esto puede lograrse conectando varios recipientes a presión.

Mediante la conexión de varios contenedores de presión o reactores, por ejemplo en el sentido del tipo cascada, y/o la combinación de diferentes tipos de reactor, se puede conseguir una distribución más ventajosa del tiempo de retención y, por lo tanto, una mayor capacidad operativa a través de un mejor control del progreso del proceso. Al mismo tiempo, se pueden acomodar los diferentes requisitos de las diferentes fases de reacción y pasos parciales. Un intercambio de calor más conveniente puede tener lugar, por ejemplo, en un reactor tubular, una mejor mezcla y remezcla en un recipiente agitador o en un reactor agitador. Al descomponer el volumen total del reactor en varios recipientes a presión, se mejora la capacidad de transportar los componentes individuales de la planta, incluido el recipiente a presión. Al mismo tiempo, la conexión de varios recipientes a presión o reactores facilita la ejecución de un proceso continuo o semicontinuo. Puede utilizarse e integrarse en la planta al menos un recipiente a presión para la absorción de gas de proceso que se ha formado o contenido en los reactores. El gas de proceso se limpia en su propio proceso de limpieza, por ejemplo, en una planta de depuración de aire, antes de ser liberado al aire del ambiente o introducido en el aire de combustión en su propio proceso de combustión dentro o fuera de la planta. El gas de proceso se introduce en el proceso de oxidación como parte de la oxidación húmeda, el cual funciona con aire comprimido. Si la recuperación térmica está conectada a este proceso, existe la ventaja de que los componentes oxidables del gas de proceso se conviertan en energía térmica y se recuperen mediante un proceso de intercambio de calor.

La porción sólida puede ser incrementada durante el proceso mediante la separación continua o la extracción de reactantes simples como el agua durante el proceso. El contenido de sólidos puede aumentar, por ejemplo, de un 15 % original a un 20-30 %, preferentemente 31-45 %, o muy preferentemente un 46-70 %, dependiendo del procedimiento de reacción. Al mismo tiempo, el volumen por reactor puede disminuir, se puede agregar fuente de suministro convertible más rápidamente o se puede lograr una mayor producción que puede lograr un volumen de reactor dado. Además, la conexión de varios reactores en serie, por ejemplo separados por válvulas, permite el llenado selectivo o el rellenado de recipientes a presión individuales con fuente de suministro nueva, reactantes o catalizadores para aumentar la producción. La transferencia de la mezcla de reacción de un recipiente a presión hacia el siguiente tiene lugar esencialmente en condiciones de funcionamiento en el sentido de una gestión continua del proceso.

El reactor puede tener una estructura de base cilíndrica vertical. La relación diámetro-altura es de al menos 1:0,5, 1:2, 1:5 o superior. La base superior puede adoptar la forma de una cabeza toroidal. La parte superior, preferentemente la mitad superior o muy preferentemente los dos tercios superiores, puede tener una forma cónica con un diámetro de crecimiento gradual hacia la parte inferior. La base con forma conoide puede comprender un ángulo al eje de reactor de 45 grados máximo, preferentemente 40 grados o particular y preferentemente menos de 35 grados. La transición, por ejemplo de la pared hacia la región de la base, puede ser redondeada para minimizar la interrupción del flujo. La colocación de la boquilla para el abastecimiento de la mezcla de reacción puede ser variable y se encuentra, por ejemplo, en la mitad superior, preferentemente en el tercio superior del recipiente a presión. El abastecimiento puede realizarse a través de una válvula a través de la boquilla de salida que se encuentra aproximadamente en el centro de la base o en la base del cono. Los componentes y las boquillas del reactor pueden conectarse mediante soldadura. La tapa se puede instalar. Con un uso preferente de mezcladores de caudal líquido o bombas de vacío por chorro y boquillas por chorro concentrado, la proporción entre el diámetro y la altura puede ser aproximadamente de 1:2-1:3, pero también de 1:4-1:5, y también de 1:5-1:6.

Un reactor de membrana es un dispositivo que permite la combinación de al menos una reacción química con un proceso de membrana o separación de sólido-fluido. De este modo, ambos procesos están íntegramente acoplados entre sí, de modo que pueden surgir sinergias. Ambos procesos se pueden acomodar simultáneamente en una sola instalación o planta. Durante la reacción química, se convierte al menos un componente de la mezcla de reacción. A través del uso de un reactor de membrana, los productos de reacción, intermedios, secundarios y finales pueden ser eliminados selectivamente de la mezcla de reacción, los eductos pueden ser añadidos de manera controlada, o el contacto de los eductos puede ser intensificado. Los productos de reacción, intermedios, secundarios y finales, y en particular el agua, se eliminan continuamente o a intervalos de la mezcla de reacción. Por lo tanto, se puede lograr un perceptible aumento de rotación.

La combinación, el posicionamiento, el diseño y el control del sistema de templado respectivo son el resultado del proceso y dependen particularmente de la composición de la fuente de suministro. Todos los sistemas de agua de proceso, tanto dentro como fuera del reactor, pueden utilizarse para el proceso de templado. Esto puede ocurrir, por un lado, por procesos externos, es decir, de intercambio de calor fuera del reactor, y por otro lado, por la introducción de agua de proceso templada como medio de dilución, templado, succión o propulsor para mezcladores, bombas y/o boquillas como material aspirado para las bombas de propulsión líquida o de vacío. Una mezcla de agua de proceso y agua dulce puede servir igualmente para optimizar el templado del reactor. Se puede además optimizar el proceso, por ejemplo, disminuyendo la concentración de ciertas sustancias inorgánicas. De forma ventajosa, el abastecimiento puede ser un medio de templado, particularmente a través de la inyección de

agua templada o agua de proceso reciclada en puntos de temperatura crítica. El templado se controla adicionalmente a lo largo del proceso. Además de la combinación de fuente de suministro, valor pH, preparación de muestras y catalizadores, la introducción tardía de fuente de suministro es un elemento esencial del control de la temperatura, dependiendo de sus características de conversión. En el transcurso del proceso, la viscosidad, densidad, cantidad y otras características de la fuente de suministro o de la mezcla de reacción cambian. Estos cambios pueden atribuirse a reacciones químicas y cambios estructurales de la fuente de suministro que contiene carbono, que también pueden atribuirse a la despolimerización y, posteriormente, a la reestructuración de la fuente de suministro. A partir de esto, se establecen diferentes exigencias del proceso de mezclado dependiendo del transcurso del proceso. Una mezcla y/o distribución de flujo lo más uniforme y homogénea posible depende del estado del proceso, de la fuente de suministro, de las concentraciones de sólido y de los requisitos que se imponen al producto de reacción.

Los materiales presentes en el agua de proceso dependen de la mezcla de la fuente de suministro y del control del proceso, incluidos los catalizadores. Los materiales previamente unidos a la biomasa se disuelven por desintegración procesal. Numerosos elementos, como cloro, azufre, nitrato y sus sales, así como los metales, particularmente metales pesados y minerales, y los álcalis como potasio o sodio y sus sales, pasan a la fase acuosa en una determinada proporción durante el proceso de conversión química. Una porción se une de nuevo en la fase sólida. La parte restante permanece en la fase líquida. Las porciones de materiales que entran en la fase líquida también dependen de la diferencia de concentración, es decir, de la concentración ya presente en la fase líquida. Con el aumento de la concentración, se produce la saturación hasta la precipitación de ciertos materiales. Los materiales y compuestos inorgánicos, por ejemplo sulfato y cloruro, pueden entonces precipitarse en forma de sales y, por lo tanto, influir desfavorablemente en el transcurso del proceso y en los componentes del reactor. La porción de compuestos orgánicos de carbono en la fase líquida puede ser superior a 50 g por litro. El valor de la Demanda Química de Oxígeno (DQO) del agua de proceso ya se encuentra en la región de 5 dígitos más alta (mg O₂/l) sin reciclaje y, por lo tanto, excede significativamente los límites legales de eliminación. La Demanda Química de Oxígeno (DQO) debe entenderse generalmente como la cantidad de oxígeno necesaria para oxidar químicamente todos los contenidos orgánicos de una cantidad definida de material.

Se recicla una fracción de agua de proceso de 10-35 %, también de 35-60 %, o también de 60-85 %, dependiendo del contenido de humedad de la fuente de suministro y del procedimiento del método, incluyendo la proporción sólido-fluido. Un retorno casi completo del agua de proceso, es decir, un cierre de circuito o una restricción de la circulación del agua de proceso con el objetivo de ahorrar agua dulce y reducir el circuito de volumen de aguas residuales, solo es posible de forma limitada. Además de la acumulación de compuestos orgánicos de carbono, se produce un enriquecimiento de materiales inorgánicos como sulfato, nitrato, calcio, cloro, fósforo o sus compuestos. Las concentraciones de impurezas inorgánicas aceleran la corrosión. Los depósitos de cal interrumpen el flujo en el reactor y también dañan los soportes, como bombas, válvulas y boquillas, lo que aumenta las exigencias de diseño del reactor. Los sulfatos pueden precipitarse. La velocidad de la acumulación y saturación depende de la composición de la fuente de suministro y del curso del proceso. El proceso de conversión química suele durar varias horas. Durante este tiempo, tienen lugar procesos químicos complejos relacionados con los cambios de material que deben tenerse en cuenta para la optimización del procedimiento del método.

En las primeras dos o tres fases del proceso se suministran diferentes tipos de biomasa a intervalos. Dependiendo del producto de reacción deseado, los productos de reacción se extraen, por ejemplo, hacia el final de las dos últimas fases del proceso. Los medios de propulsión o de templado, como el gas, el agua, en particular el agua de proceso y/o el gas y los catalizadores de proceso/síntesis, se extraen o se suministran durante el proceso en curso. Se eliminan los reactantes y, en particular, los productos secundarios, que perturban el curso de la reacción química, la mezcla y también el flujo.

Pueden utilizarse diferentes métodos para la deposición de materiales sólidos y, en particular, de productos de reacción en la mezcla de reacción. La separación sólido-líquido sirve para la separación de la fase líquida, en la que se consigue una concentración de los sólidos. Diferentes procesos de cribado (cribado grueso, cribado fino), procesos de filtración y/o deposición por fuerza centrífuga a través de un ciclón pueden ser combinados entre sí para la separación de sólidos. Para facilitar el trabajo de una filtración o cribado durante el proceso, uno o varios procesos de filtración o cribado son efectuados como parte del pretratamiento.

A partir de estos dos métodos, al menos una filtración gruesa o una fina, o una combinación de ambos métodos puede realizarse. Mediante métodos de filtración, en particular la microfiltración y/o ultrafiltración o una combinación de ambas, se pueden eliminar de un tercio a dos tercios de los compuestos orgánicos totales de carbono del agua de proceso. La separación de sólido-líquido se realiza preferentemente en condiciones de funcionamiento, y normalmente va más allá del uso de un simple filtro de papel como, por ejemplo, el que se utiliza a escala de laboratorio. La elección de los métodos utilizados depende, entre otras cosas, de la composición química, la distribución del tamaño de las partículas, la densidad, la forma de las partículas, la firmeza y la solubilidad, e incluye el uso de corrientes y cargas eléctricas, diferentes densidades y fuerzas centrífugas y diferentes tamaños de partículas.

Los dispositivos utilizados incluyen la filtración dinámica, estática, al vacío, a presión y estéril de estos filtros de flujo

5 cruzado en particular, que incluyen procesos de microfiltración, ultrafiltración, nanofiltración y ósmosis inversa. Preferiblemente, se utilizan dispositivos que emplean hidrociclones, centrífugas, dispositivos de separación soportados por campos de fuerza y/o métodos de filtración como principio funcional o de procedimiento subyacente. Los métodos de filtración preferidos son particularmente aquellos que pueden ser utilizados bajo las condiciones de
 10 reacción de la carbonización hidrotermal. Para la separación de sólido-fluido, particularmente en condiciones de funcionamiento, se prefieren los filtros de discos rotativos o los filtros de membrana centrífugos. El material preferido responsable de la formación de los poros se compone de metal y, en particular, de cerámicos. La forma del material poroso es preferentemente en forma de disco. Dependiendo del método de filtración utilizado y de los materiales introducidos, no siempre existe una relación proporcional entre el tamaño de poro del filtro y la cantidad de sólidos
 15 en el filtrado. Esto se aplica particularmente al uso de materiales cerámicos para los elementos filtrantes. La fase acuosa se introduce en un depósito de agua de proceso de forma filtrada o no filtrada. Las características de los sólidos a separar, y por lo tanto la elección del método elegido para la separación, dependen del curso del proceso y de las características del producto de reacción deseado. Cuanto más avanzado esté el proceso y mayor sea la densidad del producto de reacción, más fácil será llevar a cabo el proceso de separación. La separación se realiza preferentemente cerca de las condiciones de funcionamiento. La cantidad de sólidos en el filtrado suele disminuir proporcionalmente al tamaño de los poros y puede aumentar significativamente mediante el uso de la ultrafiltración, que puede ser de más de dos tercios a cuatro quintos. Uno o varios dispositivos para la separación de sólido-fluido están integrados en el proceso para la eliminación de arena y otras impurezas de alta densidad o alto peso que se separan durante el tratamiento de la biomasa. El uso del principio de separación centrífuga de sólidos es
 20 particularmente ventajoso para la limpieza de agua de proceso para su uso como medio de propulsión, para proteger bombas, mezcladores y boquillas.

25 Durante el proceso, el agua de proceso se extrae en uno o varios puntos de la mitad superior, preferentemente en el tercio superior o, sobre todo, en el cuarto superior del reactor para su tratamiento. El agua de proceso tratada se devuelve a la circulación de agua de la planta para su reciclaje. Al menos uno y preferentemente varios depósitos de agua de proceso pueden utilizarse para cada reactor individual o para varios reactores combinados, así como para otros dispositivos de la planta. Diferentes pasos de limpieza preceden a los depósitos de agua de proceso individuales. El volumen de un depósito de agua de proceso individual o común es aproximadamente del 35-85 % del volumen de la suma de todos los reactores. El depósito de agua de proceso está diseñado para la temperatura y la carga de presión de los reactores, de modo que los dispositivos de reducción de presión e intercambio de calor no son estrictamente necesarios. La limpieza del agua de proceso está integrada en la circulación de agua de la planta descrita. Dependiendo del uso del agua de proceso reacondicionada, son necesarios diferentes métodos de tratamiento o reacondicionamiento. Para ello se utilizan diferentes métodos y dispositivos mecánicos, químicos y biológicos, por separado o en combinación: biorreactores aeróbicos y anaeróbicos de alto rendimiento, reactores de biomembrana y métodos de lodos anaeróbicos y activados. Los métodos y dispositivos antes mencionados, integrados o conectados en la circulación del agua de proceso, deben reducir considerablemente el contenido de compuestos orgánicos en el agua del circuito; sin embargo, el grado de retorno del agua de proceso debe realizarse en función de la concentración de sustancias orgánicas y metales alcalinos insuficientemente desintegrados o, más bien, de materiales minerales como el calcio. Para poder devolver la mayor proporción posible de agua de proceso, se utiliza una combinación particularmente eficaz de diferentes métodos y dispositivos.
 35
 40

45 El dispositivo para la limpieza mecánica de aguas residuales es un filtro, microfiltro o ultrafiltro, y puede ser congruente con los métodos para la separación de sólido-fluido descritos anteriormente. El dispositivo de separación sólido-fluido, en el que está(n) construido(s) el/los filtro(s), es preferentemente un filtro de disco rotativo y especialmente un filtro de membrana centrífugo. Para la limpieza biológica del proceso o de las aguas residuales se utiliza el dispositivo que mejor satisfaga las complejas exigencias de limpieza o tratamiento. Por ejemplo, se prefiere un dispositivo de construcción de acero, por ejemplo un biorreactor de alto rendimiento en el proceso biomembranoso, preferentemente un tratamiento aeróbico del agua de proceso, y especialmente un reactor de bucle. El reactor de bucle debe tener una boquilla efectiva para mezclar las fases sólida y líquida en su diseño. Alternativa o adicionalmente al método aeróbico, se puede utilizar un reactor para el tratamiento anaeróbico del agua de proceso o también electrodiálisis inversa (electrodiálisis inversa), particularmente para la recuperación de nitratos, destilación, vaporización y/o procesos de intercambio de iones, así como carbono activo.
 50

55 El enfriamiento del producto de reacción, en particular por debajo de la temperatura de ebullición a una presión absoluta de un bar, suele ocurrir fuera del espacio de reacción, también en un dispositivo de desvolatilización. La energía térmica liberada se puede poner a disposición de otros procesos mediante procesos de intercambio de calor. Antes, durante o después de este proceso, se realiza(n) uno o varios pasos de fragmentación. Para ello se utilizan preferentemente molinos o métodos de prensado.

60 La separación de la fase sólida de la mezcla de reacción suele ocurrir en la primera fase de separación mecánica y en la segunda fase de separación térmica de dispositivos. Se utiliza un espesador estático para reducir el contenido de agua por gravedad con o sin un dispositivo mecánico rotativo o una máquina rastrilladora, por ejemplo un espesador estacionario o un espesador de producción de caudal. La cantidad de materia puede ser controlada por un dispositivo de dosificación. El aparato permite dosificar la mezcla espesada en dosis homogéneas y en varias máquinas con los volúmenes correspondientes. El espesador también se puede integrar directamente en el dispositivo de secado. Un diseño ventajoso de la construcción del cono hace posible que la mezcla sea suministrada
 65

directamente en el dispositivo de secado. Con ajustes adecuados al tamaño del proceso, se puede prescindir de las instalaciones externas. Alternativamente, la mezcla a espesar se puede dispensar bajo presión a una superficie de criba arqueada o a una pantalla curva. La fuerza centrífuga resultante presiona parte del líquido a través de las ranuras de la criba. La mezcla espesada se recoge al final del cribado y se introduce en el dispositivo de secado.

Los hidrociclones ofrecen otro método de separación favorable en el que los sólidos y los fluidos se separan por aceleración centrífuga. La mezcla espesada en el flujo inferior se introduce en el dispositivo de secado y el líquido procesado o clarificado es expulsado por el hidrociclón en el drenaje. Se puede garantizar una entrada continua y optimizada al dispositivo de secado mediante de espesamiento aguas arriba sintonizados y dispositivos de dosificación interconectados. Esto es particularmente importante en el uso de una centrifugadora de empuje para el secado. Las centrifugadoras de empuje tienen una alta seguridad de funcionamiento y son adecuadas para la deshumidificación y el lavado de sólidos granulares.

Junto a los dispositivos mecánicos, que normalmente se conectan aguas arriba del proceso de secado por razones energéticas, se utilizan preferentemente métodos de secado térmico. Las cantidades introducidas en el proceso de secado pesan más de un kilogramo. Se prefiere un proceso por lotes a un proceso continuo. El proceso de secado se lleva a cabo mediante al menos uno o varios secadores o mediante una combinación de diferentes dispositivos de separación y/o secado. Un secador por convección se utiliza, por ejemplo, para secar la reacción y los productos secundarios. El material seco entra en contacto con el gas de secado caliente. Es desfavorable que el gas usado se descargue y debe limpiarse con colectores de polvo. Cuando proceda, puede reintroducirse el gas a la humedad después de la condensación. Un secador de lecho fluidizado puede utilizarse, por ejemplo, como secador por convección. También se pueden usar rociadores, portaboquillas o secadores de flujo, dependiendo del tamaño de partícula actual o deseado. Un proceso continuo es ventajoso cuando se utiliza(n) una o más bandeja(s), bidone(s) o secador(es) de túnel. Cuando se utiliza un secador de contacto directo, se dispone esencialmente solo de la superficie de contacto para la transferencia de calor. Se utiliza una aspiradora o secadora de banda, tambor, tornillo, cilindro, rodillo, y preferentemente con un filtro de aspiradora de tambor o secadora. Para lograr un menor contenido de humedad, se puede utilizar un secador de discos, alternativamente o adicionalmente, en función de la producción. El proceso de secado puede realizarse por medio de un medio gaseoso caliente como el aire a temperaturas entre 61 y 95°C, entre 65 y 90°C o entre 70 y 85°C. Alternativamente, en los aparatos de secado térmico, el gas preferido utilizado no es solo el aire, sino también el vapor sobrecalentado y, preferentemente, el vapor a una temperatura de 130-180°C.

Para la separación o el secado se puede utilizar un método combinado mecánico-térmico. La ventaja de un proceso mecánico-térmico en comparación con los métodos convencionales es una humedad residual significativamente menor en el producto, logrando una mejor transmisibilidad o transportabilidad del producto, especialmente en sistemas de partículas finas o nanosistemas. Una ventaja adicional es que se produce un lavado parcial de los contaminantes del producto de reacción utilizando el vapor de condensación. El uso de vapor como potencial fuerza motriz para una mayor deshumidificación trae consigo un aumento en el rendimiento de las centrifugas que trabajan como filtros. El mecanismo de desplazamiento mecánico uniforme por un frente de condensación coopera con la fuerza inercial y conduce a un vaciado prácticamente completo del sistema capilar grueso, incluso del más pequeño de los productos de reacción, hasta la escala nanoscópica. La filtración de vapor a presión es, por ejemplo, uno de los métodos que utiliza este mecanismo. En lugar de aire presurizado, utiliza vapor saturado o sobrecalentado para la deshumidificación diferencial de presión gaseosa. Se prefiere especialmente la deshumidificación centrífuga a presión de vapor superpuesta. El proceso de presión de vapor combinada y deshumidificación centrífuga convierte el sólido finamente dispersado del producto de reacción de la suspensión directamente en un espacio de proceso en un producto final seco, puro, de flujo libre, según la solicitud. El contenido de humedad residual de los productos de reacción según la solicitud es ventajosamente alrededor de 6-25 %, también 10-20 % o incluso 12-15 %. La mezcla de reacción está presente como suspensión después de la reacción de conversión. Dependiendo de las materias primas y de la gestión del proceso, los siguientes productos de reacción, productos intermedios, subproductos y/o productos finales son producidos a partir de la biomasa: combustibles desde la turba, pasando por el lignito hasta combustibles similares al carbón negro, materiales carbonosos, como los materiales aislantes, nanoesponjas, glóbulos, fibras, cables, carbono activo o de absorción, sustitutos del carbón, productos y materiales de carbono de alta densidad y, en particular, fuentes de suministro para el grafito, productos que contienen grafito o productos similares, y fibras de carbono y fuentes de suministro para compuestos o materiales compuestos de fibras. Materiales puros, más puros y ultrapuros similares al carbón pertenecen a los productos según la solicitud. Estos tienen características ventajosas, que se deben principalmente a la reducción de materiales minerales en comparación con la fuente de suministro. El carbón puro es por excelencia la parte combustible del carbón y el carbón limpio es el carbono activo. En el caso de los ultracarbonos, por ejemplo, el contenido de minerales es inferior al 0,1 % en peso.

Los materiales orgánicos e inorgánicos también se extraen de la fuente de suministro durante el transcurso del método o el proceso de conversión química y, por lo tanto, están disponibles y son más fácilmente accesibles. Esto se debe en parte al hecho de que las sustancias entran en la fase acuosa, en la que entran parcialmente en la solución. Esto a su vez depende de las condiciones de la reacción. Además de las sustancias disueltas y no disueltas orgánicamente, las sustancias que se han disuelto o que están más fácilmente disponibles incluyen sustancias inorgánicas como los álcalis, metales, sales y ácidos, incluyendo las sustancias similares al ácido húmico, calcio, magnesio, cloro, hierro, aluminio, fósforo, potasio, sodio, nitrógeno y sus compuestos.

Los componentes carbonosos sólidos del producto de la reacción, que están presentes como materiales y/o combustibles después de la reacción de conversión, tienen, entre otras, las siguientes características: La composición de los materiales y/o combustibles puede controlarse mediante el procedimiento de reacción. La concentración de materiales individuales no se puede variar fácilmente de forma selectiva e independiente de otros materiales. Sin embargo, diferentes grupos de materiales y parámetros pueden ser cambiados en la misma dirección. Por ejemplo, durante una reducción del contenido de azufre, el contenido de cloro y ceniza también se reduce al mismo tiempo.

En diferentes mediciones mediante análisis elemental, el contenido de carbono de la hierba, la poda de setos (thuja) y la remolacha azucarera era superior al 50-63 % de la fracción de masa porcentual de los elementos (materia seca) y, por lo tanto, estaba aproximadamente entre un 20-60 % por encima de la fracción de masa de la fuente de suministro. El contenido de oxígeno se redujo a la mitad y el de nitrógeno a aproximadamente una cuarta parte y el de hidrógeno a aproximadamente una cuarta parte. El contenido de carbono de las materias primas y/o combustibles es de 10-300 %, o incluso 50-300 %, o incluso 100-300 %, en particular 200-300 % más alto que el material de inicio. El contenido de carbono de los materiales y/o combustibles se compara con el material de inicio en un 5-200 %, preferentemente 10-150 %, muy preferentemente 10-120 %, especialmente 50-100 % más alto. El combustible y/o contenido de carbono del combustible es por lo general entre 40-95 %, incluso 50-90 % o incluso 55-80 %. La fracción de carbono puede, dependiendo del procedimiento de reacción y de la fuente de suministro, también alcanzar grados de pureza superiores al 98 %. El contenido de hidrógeno del material y/o del combustible se reduce hasta nueve décimas a una tercera, también de una tercera a una vigésima o hasta una vigésima a una quincuagésima parte en comparación con la fuente de suministro. El contenido de oxígeno del material y/o del combustible se reduce hasta en nueve décimas a un tercio, incluso de una tercera a una vigésima o de una vigésima a una centésima parte en comparación con la fuente de suministro.

El contenido de nitrógeno del material y/o combustible se reduce de nueve décimas a un tercio, incluso de una tercera a una vigésima o incluso de una vigésima a una centésima parte en comparación con la fuente de suministro. El contenido de azufre del material y/o combustible puede ser un contenido de la biomasa y se reduce de nueve décimas a un tercio, incluso de un tercio a un quincuagésimo o incluso de un quincuagésimo a un milésimo en comparación con el material de inicio. El contenido de cenizas del material y/o combustible puede ser un contenido de la biomasa y se reduce de una a nueve décimas a un tercio, incluso de una tercera a una quincuagésima o incluso de una quincuagésima a una milésima parte en comparación con el material de inicio. El contenido de polvo fino del material y/o combustible puede constituir un contenido de la biomasa y se reduce de nueve décimas a un tercio, incluso de una tercera a una quincuagésima o incluso de una quincuagésima a una milésima parte en comparación con la fuente de suministro.

Una reducción de las partes minerales y de la parte de cenizas y partículas de polvo fino durante la combustión a un múltiplo, por ejemplo, considerablemente superior al 300 % puede ser posible gracias a una alta fracción de agua de proceso. Una dilución de los contenidos mencionados de sustancias, pero también de muchos otros materiales, se produce por el aumento de la proporción de agua de proceso, que originalmente estaba contenida en la fuente de suministro y que se elimina durante la reacción de conversión y se disuelve. Se podría decir que estas sustancias se eliminan, de modo que prácticamente la proporción de sustancias solubles pueda reducirse en proporción al agua de proceso que se incorpora en la fase sólida. Aunque se omita un componente catalizador o en condiciones de reacción subóptimas, puede lograrse un contenido de carbono más elevado, que sea superior en más de un 5-10 % al de la fuente de suministro. Con un tratamiento adecuado de la biomasa y la gestión del proceso, se puede lograr un contenido de carbono del 55-77 %. Con un control adecuado del proceso, se pueden lograr fuentes de suministro de bajo costo, incluyendo la coordinación de la mezcla de catalizadores, valores de carbono del 78 % y más, lo que lo hace comparable con los combustibles fósiles. Una vez completada la reacción, el contenido de carbono del material y/o combustible habrá aumentado, pero el contenido energético o el valor calorífico puede haber disminuido hasta en un 36 %. Debido a la liberación de calor durante la reacción porque es una reacción exotérmica. Por el contrario, se conserva un total de al menos el 65 % del valor calorífico bruto original de la biomasa seca en función del peso de la masa de la fuente de suministro. Si la biomasa que contiene hidratos de carbono se utiliza como fuente de suministro, como grano, maíz o azúcar, el valor calorífico del material y/o combustible es de alrededor del 65-85 % o en otra realización del 70-80 % en comparación con la fuente de suministro. Cuantos menos hidratos de carbono contenga la fuente de suministro, menor será la liberación de energía durante la reacción. Esto implica un mayor poder calorífico del producto de reacción en comparación con la fuente de suministro al mismo tiempo. El contenido energético del producto de reacción en función de la biomasa utilizada puede describirse de forma ejemplar como sigue: Si se utiliza biomasa que contiene lignocelulosa como fuente de suministro, como por ejemplo hojas verdes cortadas o residuos de la cosecha, el valor calorífico del material y/o del combustible es de alrededor del 70-90 %, y también del 75-85 % basado en el peso de la masa de la fuente de suministro. Si se utiliza biomasa con un bajo contenido de hidratos de carbono, celulosa o lignina, por ejemplo, lodos de clarificación o de depuración como fuente de suministro, el valor de combustible del material y/o el combustible es aproximadamente un 80-95 %, y también de un 85-90 %, dependiendo del peso de la masa de la fuente de suministro. El carbón puro, más puro o ultrapuro puede utilizarse de manera versátil, por ejemplo, como material químico básico y de suministro para su posterior procesamiento en la industria química o como combustible para una celda de combustible de carbono. Durante el transcurso de la reacción, una gran cantidad de materiales se disolvieron de la fase sólida. Estos están

presentes en la fase líquida y se disuelven en el agua de proceso. Diversos minerales como el fósforo, el azufre, pero también el nitrato pueden ser recuperados del agua de proceso. Estos pueden ser utilizados como fertilizantes, materias primas o materiales en otros procesos. Para asegurar un ciclo natural, es importante que se aislen los componentes minerales, particularmente de la fase líquida, ya que éstos pueden volver a introducirse en el suelo como fertilizante para el desarrollo natural de la biomasa. De este modo se puede mantener un ciclo aproximadamente cerrado, devolviendo los nutrientes contenidos en esta biomasa al suelo del que previamente se extrajo la biomasa para el proceso de producción.

A través de procesos de despolimerización y reestructuración, se forman estructuras y compuestos químicos de carbono completamente nuevos, en particular aglomerados que pueden ser triturados con un menor aporte de energía que la mayoría de los combustibles fósiles sólidos conocidos. Además, se produce una coloración marrón-negruzca dependiendo de la fuente de suministro, probablemente por la formación de productos de reacción de Maillard. La densidad de muchas fuentes de suministro es inferior a la del agua antes del inicio de la reacción. La densidad aumenta continuamente durante el procedimiento de reacción y alcanza una densidad comparable a la del carbón negro, dependiendo de la fuente de suministro y del procedimiento de reacción. Mientras que la densidad de la mayor parte de la fuente de suministro es de 200-600 kg/m³, y ocasionalmente hasta 800 kg/m³ (peso seco), la densidad del producto de reacción puede llegar a ser superior a 900-1200 kg/m³, ocasionalmente también valores de 1250-1350 kg/m³, asumiendo que el aire entre las partículas de los productos de reacción es eliminado o expulsado. Gracias al pequeño tamaño de las partículas del producto de reacción, la superficie es mayor en comparación con la de la fuente de suministro. Esto hace que el secado con el mismo contenido de humedad sea más fácil que con los compuestos de carbono naturales con un contenido de carbono comparable. Al mismo tiempo, la gran superficie contribuye a reducir la temperatura de ignición.

Las características diferenciales de los productos de reacción incluyen:

- La presencia de productos de reacción de Maillard o similares en las fases líquida y sólida.
- La formación de olores fuertes e intensos varía con la fuente de suministro. La formación de olores está relacionada causalmente con la formación de productos de reacción de Maillard.
- Conductividad eléctrica mejorada en comparación con otros compuestos de carbono naturales con un contenido de carbono comparable.
- Combustible similar al carbón fósil proveniente de la turba.
- Componentes menos volátiles que los combustibles convencionales o fósiles con la misma fracción de carbono.
- Menor formación de cenizas por combustión, menor contenido de nitrógeno,
- azufre, nitrato, metales pesados y reactivos, lo que implica temperaturas de autoignición inferiores a las de los combustibles fósiles comparables con una fracción de carbono igualmente elevada.
- La composición de los gases de combustión es ventajosa y menos dañina que la de los combustibles fósiles comparables con una fracción de carbono similarmente alta.

En total, son numerosas las ventajas que presentan las características del nuevo producto de reacción y sus características respetuosas con el medio ambiente y el clima en comparación con los combustibles convencionales. El método de tratamiento es más eficiente y económico para la producción industrial de materiales y/o combustibles a partir de biomasa que los métodos convencionales de recuperación de energía a partir de biomasa. Con la conversión material de la biomasa, prácticamente no es necesario perder carbono. Por lo general, más del 95 % del carbono contenido en la fuente de suministro pasa a los componentes sólidos del producto de reacción, que pueden utilizarse para la recuperación de energía. El resto de los compuestos de carbono se encuentran en la fase líquida. Durante la reacción de conversión en el reactor, prácticamente no se liberan cantidades notables de dióxido de carbono u otros gases dañinos para el clima. Alrededor del 1-4 % del carbono de la fuente de suministro se encuentra en la fase líquida. Por lo tanto, la fracción depende del transcurso del proceso, particularmente del contenido de carbono de la fuente de suministro y de la proporción líquido-sólido de la mezcla de reacción.

Los nanomateriales y estructuras que contienen carbono se forman por el procedimiento de reacción, en particular por la elección y composición de la fuente de suministro y de los catalizadores. Estos materiales exhiben en parte características útiles del material y de la superficie. Entre ellos se encuentran, por ejemplo, las nanoesponjas, que pueden utilizarse como depósitos de agua o como materiales aislantes. La llamada reacción de Maillard ocurre en procesos de calentamiento tales como hornear, freír, tostar, asar y freír proteínas o alimentos ricos en albuminas y carbohidratos a temperaturas superiores a 130 °C. Durante la llamada reacción de Maillard, los polímeros de color rojo a amarillo-marrón, a veces casi negros, las melanoidinas, surgen de los carbohidratos y aminoácidos, además de una multitud de agentes aromatizantes. A través de las altas temperaturas que se producen durante la cocción y el tostado, pero también a través de presiones más altas, se acelera la reacción y se forman numerosas y oscuras

melanoidinas. Por lo tanto, constituyen una proporción no insignificante de productos como el pan, el café, la malta, los frutos secos o los copos de maíz; por ejemplo, representan hasta el 30 % del café.

Los productos de reacción de Maillard o tipo Maillard se forman en altas concentraciones durante la carbonización hidrotermal. Tanto en la fase sólida como en la líquida (por ejemplo, agua de proceso), hay concentraciones relativamente altas de la sustancia indicadora CML, que suelen estar entre 0,3-2 mmol/mol de lisina. En la fase líquida, es decir, en el agua de proceso, suelen presentarse concentraciones más altas que en la fase sólida del producto de reacción. Las concentraciones o proporciones de concentración dependen de la relación sólido-líquido y de la composición de la fuente de suministro y del procedimiento del método. Las características antioxidantes y quimiopreventivas se asignan a la LMC. Por lo tanto, debe suponerse que también pueden encontrarse características comparables o similares en otros productos intermedios, secundarios o de reacción de la carbonización hidrotermal, incluidos los productos de reacción de Maillard o tipo Maillard. El aislamiento y la limpieza de los productos de reacción de Maillard o tipo Maillard se realizan, entre otros, mediante métodos de filtración, ultrafiltración y/o cromatografía, en particular mediante cromatografía en columna.

El humus producido en el método resulta de un tiempo de permanencia comparativamente más corto en comparación con los productos de reacción con mayor poder calorífico. Por lo general, sigue siendo el material que contiene fibras (entre otras, lignina y celulosa) de la fuente de suministro. Los biopolímeros no están completamente despolimerizados. El humus producido comprende una fracción de carbono de al menos 30-45 % y un valor calorífico de al menos 15-24 MJ/kg y puede quemarse bien. El humus producido según el método de la solicitud puede tener parcialmente características similares a las del humus natural y parcialmente también a las de la turba o esfagno.

Las características anteriores para los productos de reacción del método de la solicitud se aplican a las características de combustión. Algunos materiales pueden enriquecerse en el humus mediante un método de proceso optimizado, en particular mediante la diferencia de concentración entre la fase sólida y la fase líquida dentro de la mezcla de reacción. Esto sería conveniente durante el uso de humus como fertilizante o reserva de CO₂/carbono. A diferencia de esto, durante el procesamiento o la incorporación de humus a los productos, cuando no se desea un enriquecimiento de ciertos materiales, se evita el enriquecimiento de materiales minerales y álcalis y otras sustancias que son perjudiciales para la aplicación del producto. El humus producido es un humus uniforme y combustible cuyas características pueden ser calculadas y controladas a través de la composición de la fuente de suministro y de los catalizadores, así como del método de proceso, y pueden producirse en cuestión de horas. Por lo tanto, el método es considerablemente más rápido que otros métodos conocidos de producción de humus, que suelen tardar semanas o meses.

Los materiales y/o combustibles producidos según la solicitud que incluyen turba o esfagno o materiales parecidos a la turba o esfagno, tienen las siguientes características:

- A través del método según la solicitud, un combustible parecido al carbón fósil proveniente de la turba se deriva de la biomasa.
- El poder calorífico depende del método de proceso, particularmente de la duración de la reacción. El valor calorífico aumenta con la duración de la reacción o el tiempo de permanencia en el reactor.
- Menos componentes volátiles que los combustibles convencionales o fósiles con la misma fracción de carbono.
- El rendimiento energético en comparación con el carbón es de 0,7-0,95. Cuanto menor sea el contenido de carbohidratos, mayor será el rendimiento energético.
- 90-95 %: ligninas, específicamente biomasa bacteriana.
- Los combustibles son más reactivos y tienen temperaturas de autoignición más bajas que los combustibles fósiles comparables con una fracción de carbono similar.
- Los combustibles fósiles como el lignito o el carbón negro tienen, en efecto, valores térmicos similares a los de los combustibles producidos por carbonización hidrotérmica mediante métodos acordes con la solicitud, pero son claramente diferentes de los combustibles en cuanto a su composición y características.

Los diferentes tipos y variedades de carbón fósil tienen composiciones químicas y características muy diferentes, dependiendo del punto de origen y de la zona minera, de modo que cada tipo de carbón tiene características únicas e inconfundibles. Por ejemplo, el valor térmico del lignito crudo fósil de Lausitz es de 8.700 kJ/kg, el contenido de agua es de aproximadamente 56 %, el de azufre de aproximadamente 0,7 % y el de cenizas de aproximadamente 4,5 %. El contenido de agua, azufre y cenizas del combustible es menor, mientras que el poder calorífico suele ser claramente superior a 20.000 kJ/kg. Independientemente del contenido de agua, se puede generar 1 kilovatio-hora de energía a partir de 1 kilogramo de lignito crudo fósil de Lausitz en Lausitz. Por el contrario, se puede generar más del doble de energía a partir de la misma cantidad de combustible. A diferencia del carbón fósil, en el material y/o

combustible según la solicitud hay concentraciones fácilmente detectables de productos de reacción de Maillard. La Nε-(carboximetil)lisina (LMC) se ha establecido como indicador. Este compuesto es detectable tanto en el líquido como en la fase sólida de los productos de reacción. Se midieron concentraciones de 0,2 a más de 1,5 mmol/mol de lisina, donde se midieron proporciones más altas en la fase líquida que en la fase sólida. La distribución de las concentraciones depende de la fuente de suministro, las condiciones de reacción y el método de proceso. Después de la extracción, el carbón fósil está presente en aglomeraciones o, dependiendo de la profundidad de extracción, en aglomerados relativamente comprimidos, que deben ser triturados bajo alta energía. Además, debe secarse y molerse hasta obtener un lignito fino o polvo de carbón en las fábricas de carbón. Por el contrario, los materiales y/o combustibles después del final del proceso están presentes como pequeñas partículas con un tamaño de menos de 1 milímetro a menos de 30 nanómetros y pueden secarse más fácilmente debido a su gran superficie. Con ello, las necesidades energéticas para el acondicionamiento y, en particular, para el secado de los combustibles son considerablemente inferiores a las del carbón fósil sólido.

En particular, las características de combustión del combustible son más ventajosas, no solo en comparación con los tipos de carbón fósil, sino también con la mayoría de los combustibles disponibles actualmente a partir de materias primas renovables. Al menos uno, pero a menudo varios o todos los parámetros siguientes son más convenientes para los combustibles, particularmente en comparación con la fuente de suministro, en particular los combustibles fósiles o de biomasa alternativos: menor contenido de cenizas, menos cloro, nitrato, azufre, metales pesados y menores emisiones de polvo, polvo fino y sustancias tóxicas gaseosas, incluidos los óxidos de nitrógeno y azufre. Esto también es válido para las formas compactadas de los combustibles como briquetas y pellets.

La calidad del combustible y las características de combustión dependen de:

- La fuente de suministro o la mezcla de fuente de suministro, en el método de proceso, en la mezcla de catalizador y en la composición del agua de proceso.
- Las fuentes de suministro con un alto contenido de grasa y energía conducen a
- Combustibles con valores térmicos más altos. Por ejemplo, durante el procesamiento de lodos particularmente adecuados, se pueden alcanzar valores térmicos de hasta 34-36 MJ/kg.
- El contenido de cenizas después de la combustión de un combustible con un valor térmico de 30-33 MJ/kg se reduce hasta en un 75 % o más, en comparación con la fuente de suministro con un valor térmico de 17-20 MJ/kg.
- El contenido de azufre tras la combustión del combustible con un valor térmico de 30-33 MJ/kg se reduce hasta en un 50 % o más en comparación con la fuente de suministro con un valor térmico de 17-20 MJ/kg.
- Las emisiones de partículas finas y gases son inferiores a las de la fuente de suministro.
- El resultado de la combustión se determina por la combinación del método de proceso, la calidad del combustible dependiente del acondicionamiento y la técnica de combustión.
- El combustible es un combustible uniforme, cuyas características pueden calcularse y controlarse mediante la composición de la fuente de suministro y de los catalizadores, así como mediante el método de proceso.
- Además de las diferencias ya mencionadas en las características de combustión, se trata de características adicionales que diferencian a los combustibles fósiles como el carbón negro, el lignito o la turba.
- Los materiales más puros, puros y ultrapuros también pertenecen a los productos según la solicitud. Tienen características ventajosas que pueden atribuirse principalmente a la reducción de las materias minerales en comparación con la fuente de suministro. El carbón puro debe entenderse principalmente como la fracción combustible del carbón, y el carbón más puro también debe entenderse como carbono activo. El contenido mineral del carbón ultrapuro es, por ejemplo, inferior al 0,1 % de su peso.

Dependiendo de la aplicación de un dispositivo, se pueden combinar diferentes pasos del proceso en una sola unidad. La fragmentación y la mezcla pueden, por ejemplo, proceder en un solo molino o el secado y la fragmentación pueden tener lugar en un molino vortex de aire. Todos los dispositivos o dispositivos mencionados en esta especificación de patente están provistos o equipados con un control, regulación, automatización extensiva, en la medida en que esto sea sensato en términos de proceso técnico, que pueda ser representado de forma económica y que sea técnicamente posible. Lo mismo es válido para todos los procedimientos, métodos o pasos de proceso mencionados.

Hidrólisis de doble línea o suministro por lotes en reactor para HTC y TDH: la invención se explica con más detalle y de forma ejemplar a continuación mediante los dibujos que se describen a continuación.

Breve descripción de los dibujos

La FIG. 1 muestra un ejemplo de una representación esquemática de una planta, en particular de un dispositivo de suministro de doble línea.

La FIG. 2 muestra un ejemplo de una representación esquemática de reactores dispuestos en paralelo con un reactor conectado aguas abajo.

La FIG. 3 muestra un ejemplo de una representación esquemática de una planta de hidrólisis inducida térmicamente.

La FIG. 1 muestra un ejemplo de una representación esquemática de una planta con consideración especial para un dispositivo de suministro por lotes de doble línea para el método según la invención. El dispositivo consta de las líneas de suministro I y II y de la línea de desvolatilización III. La línea I sirve para alimentar fuentes de suministro con un alto contenido de sólidos, por ejemplo, del 3 al 50 % del volumen total. Para ello, la biomasa "seca" se almacena en una tolva (1) y se lleva desde allí a un recipiente (2), preferentemente un contenedor de fondo móvil (2). Las fuentes de suministro se introducen en un dispositivo de fragmentación (3), que se utiliza, por ejemplo, como molino húmedo o seco, o como otra unidad de fragmentación mecánica adecuada, a través de un dispositivo de transporte, que puede ser, por ejemplo, un transportador de tornillo sinfín o una cinta transportadora, y se introducen desde allí en un recipiente de mezcla (6). La biomasa seca se mezcla a fondo con agua de proceso concentrada del depósito (4) y al menos un catalizador del recipiente (5) en el recipiente de mezcla (6) por medio de un agitador. La mezcla se introduce en el recipiente de incubación (8) a través del dispositivo de transporte (7). El recipiente de incubación (8) permite un período de exposición del catalizador sobre el material. Los recipientes (6) y (8) son de doble pared y disponen de una conexión de agua caliente que permite el precalentamiento del material a 50-60 °C. A través de los dispositivos de transporte (9) y (10), diseñados, por ejemplo, para ser transportadores sinfín o cintas transportadoras, el material incubado de las fuentes de suministro "secas" es introducido a través de un dispositivo de suministro (21) desde la primera línea de suministro I al primer reactor (19) bajo presión por encima de la presión de vapor del agua de proceso. El dispositivo de suministro se compone de un transportador de fuerza, que es por ejemplo un inyector, una extrusora de doble tornillo, una bomba espiral excéntrica, una bomba de pistón, una bomba de desplazamiento en espiral, respectivamente equipados con o sin tornillos de compresor o un compresor de doble tornillo. El dispositivo de suministro (21) puede proporcionarse adicionalmente con un dispositivo de desconexión. El dispositivo de suministro (21) asegura que el material incubado de la línea I con un nivel de presión superior a la presión interna del reactor se introduzca en el reactor (19) y evita el reflujo al dispositivo de suministro. A través de la línea de suministro II, la fuente de suministro bombeable con un contenido de sólidos del 3-50 % del volumen total se transfiere a un dispositivo de mezcla (14) desde un recipiente de almacenamiento (12) mediante un dispositivo de transporte (13), se mezcla en el recipiente de mezcla (14) con el agua de proceso del depósito (4) y un catalizador desde un recipiente (15), se incuba en un recipiente de incubación (16) y se introduce en el reactor (19) a través de un dispositivo transportador adecuado (17), que puede diseñarse, por ejemplo, para funcionar como bomba de pistón, de desplazamiento en espiral o de espiral excéntrica. El material se calienta a una temperatura mínima de 160-180, 200-220 o 220-250 °C a través de la unidad de intercambiador térmico (18). Las fuentes de suministro tratadas previamente como tales a partir de la línea de suministro II se introducen en la línea de suministro I a través de la fuente de suministro que, antes, paralela o posteriormente, ha sido introducida o suministrada en el reactor (19), a través de los dispositivos de transporte descritos u otros dispositivos de transporte adecuados. La proporción de flujo másico de fluido de la línea de suministro I a la línea de suministro II o de la presentada a las fuentes de suministro introducidas es, por ejemplo, 1:20, 1:5, 1:1 o 10:1. En el primer reactor se produce una mezcla homogénea del material presentado o, mejor dicho, del material introducido, mediante un dispositivo de mezcla o agitación (20). El calentamiento y la descarga de la exotermia que se produce en la reacción se realiza a través de un dispositivo de intercambio térmico (22) en conexión con la doble pared (23) del reactor (19) y/o con otros intercambiadores térmicos introducidos en el reactor o que están en conexión con la mezcla de reacción. Estos pueden, por ejemplo, tomar la forma de intercambiadores térmicos en espiral, tubulares, en haz o en espiral. Después del tiempo de permanencia necesario, el contenido del reactor (19) se transfiere a un segundo reactor (24) mediante una caída de presión.

Además, se puede utilizar un transportador para acelerar los fluidos. El segundo reactor (24), situado en términos de la dirección del flujo detrás del primer reactor (19), tiene un volumen menor. Como el agua de proceso se extrae por medio de un dispositivo de separación de sólido-fluido descrito en otro apartado, el volumen de la mezcla de reacción se reduce. Por lo tanto, en el transcurso del proceso se necesitan volúmenes de reactor más bajos o espacios de reacción más pequeños.

La extracción de agua de proceso permite simultáneamente la fusión de los volúmenes de reacción disminuidos de diferentes reactores paralelos o, específicamente, de mezclas de reacción que se fusionan en un único reactor de forma paralela o retardada con una etapa de reacción que se desvía hasta el 50 % del tiempo de reacción total o con un tiempo de reacción que se desvía hasta el 50 %. El volumen de este reactor es, por ejemplo, 5, 10 o 20 % inferior al volumen de la suma de todos los volúmenes del reactor, de los que el reactor recibe la mezcla de reacción.

El reactor (24) también está equipado con un dispositivo de intercambio de calor (22), dispositivo de agitación (20) y

una pared doble (23), y mantiene la temperatura constante al nivel necesario para la reacción durante el tiempo de permanencia. El calor de reacción liberado se descarga a través del dispositivo de intercambiador térmico (22), mediante el cual se consigue un enfriamiento. Una vez transcurrido el tiempo de permanencia del reactor (24), se produce una desvolatilización del material en el recipiente de desvolatilización (26) a través de la unidad de intercambiador térmico (25). El material también se puede tratar térmicamente con el dispositivo de agitación (20), el dispositivo de intercambio de calor (22) y la pared doble (23). El intercambiador térmico (27) garantiza el enfriamiento del material a temperaturas inferiores a la temperatura de evaporación del agua. El flujo y la desvolatilización de la presión se controlan a través de una bomba de desvolatilización de orientación inversa, que adopta la forma de una bomba de transportador de fuerza, de desplazamiento excéntrica o de membrana y pistón.

La fuente de suministro húmeda se almacena en un recipiente de desvolatilización (29). El calor acumulado puede ser descargado a través de su doble pared. El exceso de agua de proceso se separa mediante la subsecuente separación de sólido-fluido (30), que está diseñada para ser un dispositivo decantador, de centrifugación, de ciclón, de filtro prensa de cámara, de filtración o un dispositivo de separación o secado que sirva para el mismo fin o que se mencione en otra parte de la presente especificación, y el agua de proceso vuelve a estar disponible para otros procesos dentro del método. El producto final se almacena temporalmente en el almacén (31) para su uso posterior.

La alimentación de un primer o varios primeros reactores también puede realizarse a través de una sola línea de suministro, es decir, a través de la línea de suministro I o II sola o independiente de una segunda línea de suministro. Esto no es problemático si se utilizan fuentes de suministro "húmedas". Pero si un reactor se llena con fuente de suministro "seca" y de flujo libre, se debe considerar un abastecimiento de agua suficiente. El uso de agua de proceso o agua de proceso enriquecida a temperaturas superiores a 60, 100, 160 o 200 °C es, por lo tanto, ventajoso cuando es suficiente un llenado justo, es decir, hasta 5, 10, 40 o 60 % por debajo de la pila de flujo libre o del nivel de llenado de la fuente de suministro "seca". La altura de llenado con agua de proceso dentro del reactor depende, entre otras cosas, de la densidad aparente y de otras consistencias de la fuente de suministro.

Con objeto de aumentar la producción de fuente de suministro o el rendimiento del combustible o material según la invención, el ajuste a un contenido sólido tan alto como sea posible es necesario. El factor limitante para maximizar el contenido de sólidos es la bombeabilidad de la biomasa predominantemente húmeda, por un lado, y la transportabilidad independiente de una bomba de biomasa seca conectada a la entrada del reactor, por otro. Al mismo tiempo, hay que tener en cuenta que también hay que realizar una preincubación para la biomasa seca. El uso de fuente de suministro con un tamaño de partícula lo más pequeño posible, tal y como se describe en otra parte de esta especificación, suele ser suficiente. La disminución de la viscosidad en el transcurso del método de carga puede ser vista como una medida de la progresión del pretratamiento. La viscosidad de la mezcla de sólido-fluido disminuye al pasar a través del dispositivo de carga y se reduce a más de tres cuartos, a más de la mitad o a más de una quinta parte de la viscosidad de la fuente de suministro al final del proceso. Sin embargo, es válido para la medición de la viscosidad que no se haya extraído ni evaporado agua durante el proceso de conversión, es decir, entre mediciones.

La FIG. 2 muestra un ejemplo de una representación esquemática de un reactor dispuesto en paralelo (19) y (24), cada uno con un reactor (32) y (33) conectado aguas abajo. Por otra parte, los elementos de las plantas corresponden a la FIG. 1, por lo tanto, se proporcionan con los mismos números de referencia. Los reactores (19, 24 o 32, 22) están concebidos para tener una configuración de reactor en la que varios reactores se llenan o vacían en paralelo, de modo que se consigue un flujo continuo de entrada y salida. Un flujo de entrada y salida es continuo si al menos el 10-30 %, 30-60 % o 60-90 % del tiempo de reacción se realiza a través de dispositivos conectados aguas arriba o aguas abajo de al menos un reactor. Estos dispositivos incluyen intercambiadores térmicos para calentar y enfriar la mezcla de reacción.

A través de una disposición paralela, se permite que cada reactor pueda llenarse o vaciarse independientemente el uno del otro. Mientras se llena un primer reactor y se vacía un segundo, el volumen de reacción se mantendrá en un tercer reactor en condiciones de funcionamiento durante un período de 10-100, 100-300 o 300-1600 minutos. Si un primer reactor se llena, se convierte en un tercer reactor, es decir, asume la función de un tercer reactor, en el que se habilita un tiempo de permanencia de al menos 1-9, 10-30, 30-60 ó 60-99 % del tiempo de reacción. Si un segundo reactor se vacía, se convierte en un primer reactor, es decir, asume la función de un primer reactor que se vuelve a llenar. Un tercer reactor también puede consistir en un número indefinido de reactores.

Los caudales de entrada y salida también pueden dividirse en caudales de derivación, de modo que varios reactores pueden llenarse o vaciarse simultáneamente, compensarse en el tiempo o de forma intermitente. Por lo tanto, también puede haber cualquier número de primeros reactores y segundos reactores. En un caudal de entrada ramificado con compensación de tiempo, después de llenar un primer reactor, el caudal de suministro se cambia a un segundo reactor para ser llenado. De la misma manera, un caudal de entrada ramificado con compensación de tiempo, después de llenar un primer reactor, el caudal de suministro se cambia a un segundo reactor para ser llenado. Como resultado, el flujo de suministro y descarga se mantiene.

Un caudal ramificado paralelo comprende un caudal ramificado del mismo lote o mezcla de reacción tratada, cuya duración de la reacción difiere en no más de 1-5, 5-10, 10-30, 30-60, o 60-80 %. Análogamente al reactor en

cascada, en el caso de varios reactores conectados en serie, de modo que el caudal de salida de un reactor corresponda al caudal de entrada del siguiente, varios reactores paralelos pueden denominarse, en conjunto, reactores paralelos.

- 5 El llenado de un reactor se conoce como lote. Un lote es la introducción de una mezcla de reacción o un flujo parcial en un espacio de reactor autónomo cerrado. Si se eliminan los componentes de la mezcla de sólido-fluido, el volumen del lote disminuye. Para ahorrar el espacio de reacción, se alimenta a un reactor subsecuente de menor volumen que el anterior. Los caudales de reacción de más de un reactor pueden combinarse en un solo reactor. El volumen del reactor de destino, en el que se combinan lotes de al menos dos reactores, es menor que la suma de los reactores aguas arriba. Esta configuración de reactor se conoce como reactor en cascada de decreciendo.
- 10 Todos los reactores utilizados están conectados en paralelo y de tal manera que los caudales de entrada y salida también pueden pasar como caudales parciales de cada reactor en cada reactor. Las cámaras de reacción están separadas entre sí mediante válvulas controladas en forma independiente en todos los caudales de entrada y salida.
- 15 Debido al uso energético de materiales residuales biogénicos y productos agrícolas y a las condiciones de saneamiento, el pretratamiento térmico de la biomasa adquiere cada vez más importancia. Mediante la hidrólisis y en particular la llamada hidrólisis por termopresión o hidrólisis inducida térmicamente, que precede a una fermentación u otros procesos para la producción de energía a partir de la biomasa, se consigue una mejor digestión de la biomasa lignocelulósica, como la madera, la hierba y los residuos verdes, de forma que sea mejor, más rápida y más accesible a los microorganismos y a la producción de combustible. Además, el material altamente infeccioso se desinfecta y, por lo tanto, ofrece una alternativa rentable y segura, por ejemplo, a la producción de harina animal. La aplicación de este proceso de hidrólisis elimina la necesidad de utilizar harinas animales, cuya eliminación puede resultar difícil y costosa.
- 20
- 25 El tratamiento de residuos orgánicos por fermentación, tras la aplicación de un proceso de hidrólisis, da lugar a una reducción del uso de biomasa del 10 al 20 o del 20 al 30 por ciento o más, en función del contenido de sólidos orgánicos, para producir la misma cantidad de energía. Se han planteado diferentes métodos para el pretratamiento de la biomasa antes de su introducción en un fermentador de una planta de biogás. Entre ellos, hace algunos años se desarrolló la llamada hidrólisis de presión térmica, donde las fuentes de suministro pasan a través de un reactor de bucle (DE19723519) o un reactor de hidrólisis (DE3928815) y se calientan a una temperatura de 180 °C. Se planteó la implementación de una hidrólisis microbiológica en un reactor tubular (DE4403391). Con el llamado análisis de presión térmica o hidrólisis inducida térmicamente, la biomasa se trata durante un período de aproximadamente 20 minutos. Este es un período claramente inferior en comparación con la carbonización hidrotermal.
- 30
- 35 En los últimos años, se han construido varias plantas para hidrólisis por presión térmica a 180 °C como reactor tubular. A pesar de los altos rendimientos de eficiencia esperados, en la práctica no apareció una amplia utilización. Varias plantas piloto han sido incapaces de alcanzar el contenido de sólidos deseado de forma continua, ya que repetidamente se ha llegado a la formación de atascos y obstrucciones que se forman como intercambiadores térmicos de reactores tubulares. Estos problemas que duraban años solo podían evitarse reduciendo el contenido de sólidos, lo que reducía el rendimiento del material hidrolizado o calentado, de modo que prácticamente no podía lograrse la viabilidad económica de esta tecnología.
- 40
- 45 El comportamiento de sedimentación de las biomazas y el comportamiento de hinchamiento de las estructuras poliméricas en la biomasa lignocelulósica y del almidón en los productos agrícolas se subestimó probablemente durante el calentamiento. La hinchazón es un aumento de volumen reversible de un sólido a través de la exposición a fluidos, vapores y gases. La estructura del polímero se hincha mediante la inclusión de agua. Un proceso de hinchamiento físico y químico es diferenciado. En caso de hinchazón física, por ejemplo, el agua busca un lugar en los poros de la madera y en los intersticios. La tensión superficial resultante entre el agua y la madera también se denomina fuerza capilar. Además de este proceso físico, hay un proceso de hinchamiento químico en el que el agua se acumula por su efecto hidratante a través de enlaces de hidrógeno a estructuras hidrofílicas, como los grupos OH en aminoácidos. En las estructuras vegetales, el agua se almacena entre los polisacáridos de la pared celular. Durante el proceso de hinchamiento, hay una formación temporal de estructuras gelatinosas y coloidales que se disuelven de nuevo durante el proceso de calentamiento posterior. Además, ciertas sustancias proteicas, como las sustancias similares a la cola procedentes de los desechos óseos y de la piel, pueden hincharse en el agua.
- 50
- 55 El almidón se presenta en la naturaleza en forma de gránulos de almidón, que pueden eluirse o suspenderse en agua fría. Cuando se calienta la suspensión, los gránulos de almidón comienzan a hincharse. Esto ocurre principalmente entre 47 y 57 °C. A temperaturas más altas, entre 55-86 °C, los gránulos de almidón se disuelven. El almidón que consiste en amilosa y amilopectina sale gradualmente, por ejemplo a 62,5 °C con fécula de patata y 67,5 °C con fécula de trigo. La viscosidad de la solución aumenta considerablemente y forma un gel. Los geles también se llaman tradicionalmente pasta, ya que a menudo se comportan como pasta. Todo el proceso de hinchazón del almidón y de formación de gel se llama gelatinización. La pasta de almidón tiene diferentes grados de viscosidad dependiendo del tipo de almidón. El comportamiento de hinchamiento se incrementa de nuevo por presión y calor, y procede de manera acelerada bajo las condiciones de una hidrólisis inducida térmicamente.
- 60
- 65

Dado que el ensilado de maíz es una biomasa comúnmente utilizada para la producción de biogás, en los procesos de hidrólisis, la alta rigidez es particularmente importante para evitar el bloqueo de los sistemas de intercambio de calor. Debe tenerse en cuenta que un bajo contenido de almidón, por ejemplo por debajo del 5 por ciento, puede mejorar la bombeabilidad en determinadas condiciones y especialmente a temperaturas y relaciones de presión constantes. Sin embargo, a medida que la presión y la temperatura aumentan rápidamente en la hidrólisis inducida térmicamente, se puede prever un aumento del volumen y, por lo tanto, un aumento de la resistencia al flujo. La biomasa o las fuentes de suministro con un alto contenido de almidón de, por ejemplo, alrededor del 10-30, 30-50 o más del 50 % a partir de la materia seca son conducidas directamente al primer reactor a través de la línea de biomasa "seca", es decir, la línea de suministro I, y son recubiertas allí con biomasa líquida calentada procedente del suministro II y/o la mezcla. La biomasa o las fuentes proporcionadas con bajo contenido de almidón por debajo del 3, 5 o 10 por ciento en masa seca, que se pueden bombear simultáneamente con o sin pretratamiento, pasan a través de la línea de suministro II. La causa del aumento de la formación de depósitos y bloqueos se debe probablemente a una combinación de factores. Para el aumento de volumen, la formación de gas de proceso en el intercambiador térmico así como la hinchazón del almidón juegan un papel importante. Idealmente, con un reactor tubular se espera un flujo de émbolo. Por lo tanto, un aumento de volumen debido a la formación de gas o a la hinchazón es de esperar con el aumento de presión. Esto es adicionalmente incrementado por el aumento de la viscosidad por la hinchazón del almidón del material transportado. Esto también aumenta la resistencia del flujo.

En todas las plantas de hidrólisis por termopresión formadas como reactor tubular, los intercambiadores térmicos se instalaron horizontalmente, es decir, perpendiculares a la gravedad, debido a las considerables longitudes de las secciones de tubos rectos. Para mejorar la hidrólisis térmicamente inducida o el proceso de calentamiento de la biomasa, en particular con respecto a los rendimientos más altos basados en el contenido de sólidos, la presente invención propone un proceso para la hidrólisis o calentamiento de la biomasa, el cual está caracterizado en que la mezcla de sólido-fluido para calentar pasa a través de un intercambiador térmico y la mezcla de sólido-fluido pasa para evitar atascos y/o bloqueos substancialmente paralelos a la fuerza gravitacional a través de las secciones de tubo no curvas.

Dentro del intercambiador térmico, el material transportado de fluido libre debe moverse hacia abajo por sí solo y sin un impacto considerable de fuerzas distintas de la fuerza gravitacional, a fin de evitar que se atasque y se obstruya. Por lo tanto, el intercambiador térmico está diseñado de tal manera que el ángulo del eje del tubo con respecto al plano horizontal sea mayor a 4 o 7, o mayor a 10 grados en la realización. El intercambiador térmico se compone de al menos 20, 40 o 60 % de partes de tubo verticales. Las partes de tubos verticales son las partes de los tubos que transportan el medio, cuyo ángulo del eje del tubo con respecto al plano vertical es como máximo de 70 o 50 o 45 grados. Vertical significa un ángulo de menos de 45 grados con respecto al vertical, donde el ángulo de las partes verticales del tubo es como máximo de 10 grados con respecto al vertical en la realización.

El intercambiador térmico consta, por ejemplo, de un reactor tubular o un intercambiador térmico de haz tubular o de placas, o una combinación de estos dispositivos. El intercambiador térmico está diseñado de forma modular y puede constar de diferentes módulos, unidades o secciones. Las unidades modulares están dispuestas a cierta distancia entre sí, de modo que se pueden conectar en serie varias unidades de intercambiador térmico.

El sistema de templado del intercambiador térmico consiste en una pared doble, con un medio portador de energía térmica que fluye entre las paredes. El medio portador de energía térmica es por ejemplo un aceite térmico, vapor de agua, o agua de proceso del método según la invención u otro proceso. También se pueden combinar diferentes medios portadores de calor. La temperatura deseada de este medio está entre 60 y 350 °C. La temperatura en una primera sección o módulo es, por ejemplo, de 60-100 u 80-120 °C, en una segunda sección o módulo entre 100 y 140 o 120 y 160 °C, en una tercera sección entre 140 y 180 o 160 y 200 °C, y en una cuarta sección entre 180 y 220, 200 y 240, o 240 y 350 °C. Las temperaturas del medio portador de calor también pueden variar hasta 20, 40 o 60 °C. Las unidades, módulos o secciones del intercambiador térmico se conectan en serie de tal manera que la temperatura del sólido-fluido vuelve a bajar a una temperatura de entrada o salida más baja después de alcanzar una temperatura máxima o máxima de, por ejemplo, 220-260 °C. El intercambiador térmico está equipado con un reactor de hidrólisis que mantiene el material a un nivel de, por ejemplo, +/-2 a 8 °C y garantiza un tiempo de permanencia de, por ejemplo, al menos, 20 minutos correspondiente a las regulaciones sanitarias regionales.

La FIG. 3 muestra, por ejemplo, una representación esquemática de una planta de hidrólisis inducida térmicamente con un suministro de doble línea. El dispositivo de hidrólisis consta de las líneas de suministro I y II y de la línea de desvolatilización III. La línea I sirve para el transporte de fuentes de suministro con un alto contenido de sólidos. Para ello, la biomasa "seca" se almacena en una tolva (1) y se lleva desde allí a un contenedor de fondo móvil (2). A través de un transportador, que puede ser, por ejemplo, un transportador de tornillo sinfín o una cinta transportadora, las fuentes de suministro se transportan a un dispositivo de fragmentación (3) y desde allí a un contenedor de mezcla (6).

En el recipiente de mezcla, la biomasa seca se mezcla a fondo con el agua de proceso concentrada del depósito (4) y el dosificador de catalizador (5) por medio de un agitador. A través de otro dispositivo de transporte 7, que puede ser, por ejemplo, un transportador de tornillo sinfín o una cinta transportadora, la mezcla se introduce en el contenedor de incubación 8. El contenedor de incubación permite un tiempo de permanencia del catalizador en el

material. Los contenedores (7) y (8) son de doble pared y tienen una conexión de agua caliente para permitir un precalentamiento del material a 50 - 60 °C.

El material incubado de las fuentes de suministro "secas" se introduce a través de los dispositivos de transporte (9) y (10) al dispositivo de suministro del reactor (21). El dispositivo de suministro se compone de un transportador de fuerza, que es por ejemplo un inyector, extrusora de doble tornillo, una bomba espiral excéntrica, una bomba de pistón, una bomba de desplazamiento en espiral, respectivamente equipados con o sin tornillos de compresor o un compresor de doble tornillo y están provistas de dispositivos de parada. El dispositivo de suministro garantiza que el material incubado de la línea I con una presión superior a la presión interna del reactor se introduzca en el reactor (19) y evita el reflujo al dispositivo de suministro.

A través de la línea de suministro II, las fuentes de suministro bombeables con un contenido de sólido del 3-50 % del volumen total (14), con agua de proceso (4) y catalizador (15), se mezclan e incuban (16) en el recipiente de mezcla y se introducen en el reactor a través de un dispositivo de transporte adecuado (17) (por ejemplo, pistón, desplazamiento en espiral o bomba espiral excéntrica). El material es calentado como mínimo a 180-200 °C por la unidad de intercambiador térmico (18). Un único reactor de hidrólisis (40) sustituye a los reactores (19, 24, 32, 33) en las FIG. 1 o 2. Por otra parte, los elementos de las plantas corresponden a la FIG. 1, por lo tanto, se proporcionan con los mismos números de referencia. En el reactor de hidrólisis (40), la biomasa líquida y bombeable de la línea de suministro II se mezcla con la biomasa seca de la línea de suministro I. La biomasa seca de la línea de suministro I se introduce en el reactor de hidrólisis (40) mediante un dispositivo de introducción adecuado (41). El material también puede ser influenciado térmicamente a través de un intercambiador térmico (42) y de la doble pared (43) del reactor de hidrólisis (40).

Al final del tiempo de permanencia del reactor (40), la desvolatilización del material tiene lugar en el recipiente de desvolatilización (29) a través del intercambiador térmico (27). El intercambiador térmico (27) garantiza el enfriamiento del material a temperaturas inferiores a la temperatura de evaporación del agua. El paso y la presión de la desvolatilización se controlan a través de una bomba de desvolatilización de orientación inversa, que está diseñada como una bomba de transporte de fuerza, de espiral excéntrica, de desplazamiento en espiral o de pistón membrana.

La fuente de suministro húmeda se almacena en el recipiente de desvolatilización (29). El calor acumulado se puede descargar a través de la pared doble. En la subsiguiente separación sólido-fluido (30), diseñada para ser un decantador, centrífuga, ciclón, prensa de cámara de filtro, filtración o dispositivo utilizado para un propósito similar o descrito en otra parte de la especificación, el exceso de agua de proceso se separa y se pone a disposición para otros procesos dentro del método según la invención. El producto final se almacena temporalmente en el contenedor de almacenamiento (27) para su uso posterior.

El método de hidrólisis funciona de forma continua hasta cierto punto. Esto significa que el período de tiempo durante el cual las fuentes de suministro se introducen en el proceso a través de un ciclo de reacción o, mejor dicho, a través de una unidad de intercambiador térmico (18) durante el tiempo necesario para el paso del material, es de al menos seis décimas partes del ciclo de reacción. De forma compensada, el mismo período se aplica al proceso de llenado en el intercambiador térmico (27), en el recipiente de desvolatilización (29) o en el enfriamiento. Por lo tanto, la producción de la planta se define por el dispositivo de transporte (17) y el dispositivo de entrada (19). La velocidad de rotación de la bomba de desvolatilización de acción inversa (28) se controla mediante sensores de presión en diferentes puntos de la planta, de tal manera que la presión existente en la planta impide la evaporación del material. Una válvula de desvolatilización también puede utilizarse como alternativa a una bomba de desvolatilización.

La bomba o dispositivo de desvolatilización (28) se controla mediante temperatura y/o presión. Un tiempo de permanencia más largo en el intercambiador térmico se consigue mediante una reducción de la velocidad de rotación. Reducción de la temperatura del medio. La temperatura se ajusta de la manera que sea necesaria en el siguiente dispositivo o en el proceso subsiguiente. Si, por ejemplo, la mezcla de reacción se introduce posteriormente en un recipiente con presión ambiente, es necesario ajustar la temperatura por debajo del punto de ebullición para evitar procesos de evaporación no controlados y sin dirección. Al introducirse en un proceso de secado, pueden ser conveniente temperaturas superiores al punto de ebullición, dependiendo de la implementación en vigor, algunas de las cuales se describen en otra parte de la presente especificación de patente. La bomba de desvolatilización (28) se controla de tal manera que la presión residual restante sea suficiente para el transporte en un proceso o dispositivo posterior. La presión residual es, por ejemplo, inferior a 10, 5, 2 o 1 bar.

La disposición de una planta para hidrólisis inducida térmicamente con un suministro de doble línea y un dispositivo de suministro de doble línea para la producción de combustible/material, en el método según la invención, son similares en algunos puntos; algunos dispositivos y formas de disposición son por tanto intercambiables. Todos los dispositivos conectados a un abastecimiento de fuente de suministro de doble línea están equipados, en la medida en que sea técnica y económicamente posible, con controles, regulación y automatización avanzada. Lo mismo es válido para todos los procesos, métodos o pasos de proceso mencionados.

La disminución de la viscosidad a lo largo del proceso puede verse como una medida del progreso de la hidrólisis.

La viscosidad de la mezcla de sólido-fluido se reduce cuando pasa a través del dispositivo de hidrólisis y se reduce a por lo menos tres cuartos, la mitad o una quinta parte de la viscosidad de la fuente de suministro. Es necesario ajustar el contenido de sólidos para que sea lo más alto posible a fin de incrementar la producción de las fuentes de suministro y, en consecuencia, el rendimiento del material hidrolizado. El factor limitante para maximizar el contenido de sólido es la bombeabilidad de la biomasa principalmente húmeda, por un lado, y la transportabilidad, independiente de una bomba, de la biomasa en gran parte seca con respecto a su introducción en un reactor, por otro.

La pureza del carbono presente en la mezcla de sólido-fluido aumenta a través de numerosos pasos de lavado adicionales, los cuales desarrollan una mayor eficiencia a través de alta presión y temperatura. El contenido de azufre y/o cenizas de la mezcla de sólido-fluido se reduce por lo tanto en al menos un 50 % o un 75 % en relación con el contenido original del respectivo componente que contiene carbono. El contenido de azufre y ceniza puede reducirse en más de un 80, 90 o 99 % en relación con el contenido original del respectivo componente de carbono. En otras palabras, el contenido de azufre y cenizas se reduce continuamente durante el proceso de reacción en relación con los procesos de lavado, y se reduce a más de dos décimas, una vigésima parte o una centésima parte del contenido de azufre y cenizas de la fuente de suministro hacia el final del proceso.

Lista de referencias

1. Tolva
2. Recipiente
3. Dispositivo de fragmentación
4. Depósito
5. Contenedor
6. Recipiente de mezcla
7. Dispositivo de transporte
8. Recipiente de incubación
9. Dispositivo de transporte
10. Dispositivo de transporte
- 11.-
12. Contenedor de almacenamiento
13. Dispositivo de transporte
14. Recipiente de mezcla
15. Contenedor
16. Recipiente de incubación
17. Dispositivo de transporte
18. Unidad de intercambiador térmico
19. Reactor
20. Dispositivo de agitación
21. Dispositivo de introducción
22. Dispositivo de intercambiador térmico
23. Doble pared
24. Reactor
25. Unidad de intercambiador térmico
26. Desvolatilización
27. Intercambiador térmico
28. Bomba de desvolatilización
29. Recipiente de desvolatilización
30. Dispositivo de separación de sólido-fluido
31. Almacenamiento
32. Reactor
33. Reactor
34. -
35. -
36. -
37. -
38. -
39. -
40. Reactor de hidrólisis
41. Dispositivo de introducción
42. Intercambiador térmico
43. Doble pared

REIVINDICACIONES

1. Proceso para la fabricación de materiales o combustibles a partir de una mezcla de sólido-fluido de agua y un componente que contenga carbono, en el que la mezcla de sólido-fluido es tratada a una temperatura superior a 100 °C y a una presión superior a 5 bar en al menos un reactor (19), en el que los primeros materiales de inicio no bombeables se transportan por medio de una primera línea de abastecimiento (I) al menos a un reactor (19), caracterizado porque, simultáneamente o con una compensación de tiempo, los materiales de inicio bombeables y calentados se introducen por medio de al menos a una segunda línea de abastecimiento (II) al menos a un reactor (19).
2. El proceso de la reivindicación 1, en el que los primeros materiales de inicio no bombeables transportados a través de la primera línea de abastecimiento (I) en al menos a un reactor (19) tienen un contenido de sólidos del 25-97 %, y los segundos materiales de inicio bombeables introducidos a través de la segunda línea de abastecimiento (II) tienen un contenido de sólidos del 3-50 %.
3. El proceso de la reivindicación 1 o 2, en el que los primeros materiales de inicio no bombeables desde la primera línea de abastecimiento (I) son transportados al reactor (19) a una presión superior a la presión de vapor del agua de proceso.
4. El proceso de la reivindicación 3, en el que el dispositivo de abastecimiento (21) para introducir los primeros materiales de inicio no bombeables de la primera línea de abastecimiento (I) en el reactor (19) a una presión superior a la presión de vapor del agua de proceso es un inyector, una extrusora de doble tornillo o un compresor de doble rosca.
5. El proceso de la reivindicación 1 o 2, en el que los primeros materiales de inicio no bombeables se introducen en el reactor (19) a través de la primera línea de abastecimiento (I) y, simultáneamente, los segundos materiales de inicio bombeables, calentados, se introducen a través de la segunda línea de abastecimiento (II), y en el que la relación masa:velocidad de los primeros materiales de inicio no bombeables con respecto a los segundos materiales de inicio bombeables es de 1:20-10:1.
6. El proceso de la reivindicación 1 o 2, en el que los primeros materiales de inicio no bombeables de la primera línea de abastecimiento (I) se introducen de antemano a una presión inferior a la presión de vapor del agua de proceso, y superpuestos a los segundos materiales de inicio bombeables calentados de la segunda línea de abastecimiento (II), y en el que la relación de la tasa de masa de los materiales de inicio no bombeables suministrados de antemano en los segundos materiales de inicio transportados adicionalmente es de 1:5-1:1.
7. Un dispositivo para el tratamiento de una mezcla de sólido-fluido de agua y un componente que contiene carbono según el proceso de una de las reivindicaciones anteriores, comprendiendo un reactor (19) y un primer dispositivo de abastecimiento (21) para materiales de inicio no bombeables, caracterizado por el hecho de que se proporciona un segundo dispositivo de abastecimiento para materiales de inicio bombeables, que comprende una bomba (17) para la suministro de mezclas de sólido-líquido, y un intercambiador térmico dispuesto verticalmente (18) situado aguas abajo de este.
8. El dispositivo de la reivindicación 7, en el que la bomba (17) está configurada para materiales de inicio con un contenido de sólidos del 5-10 %, o del 10-25 %.

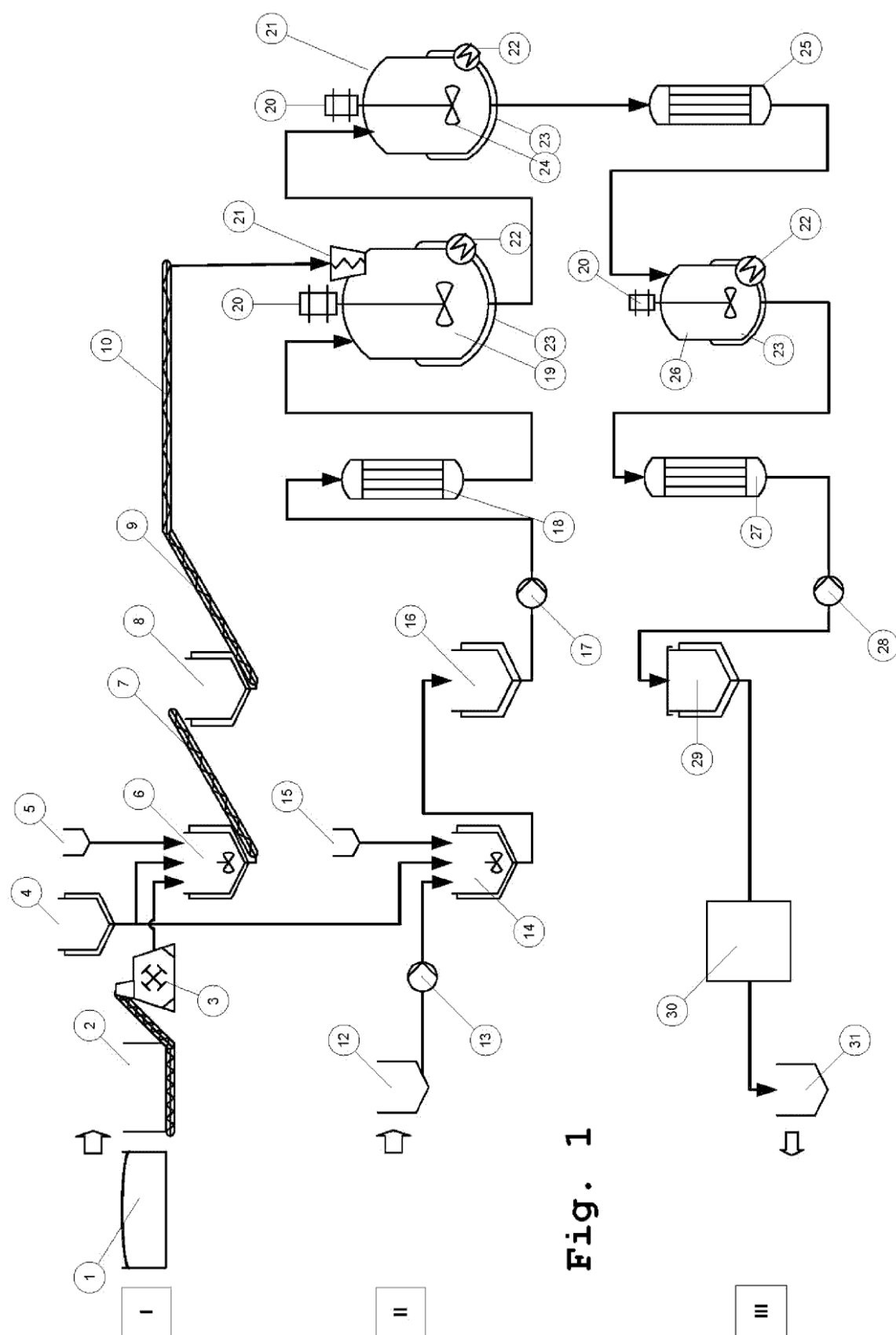


Fig. 1

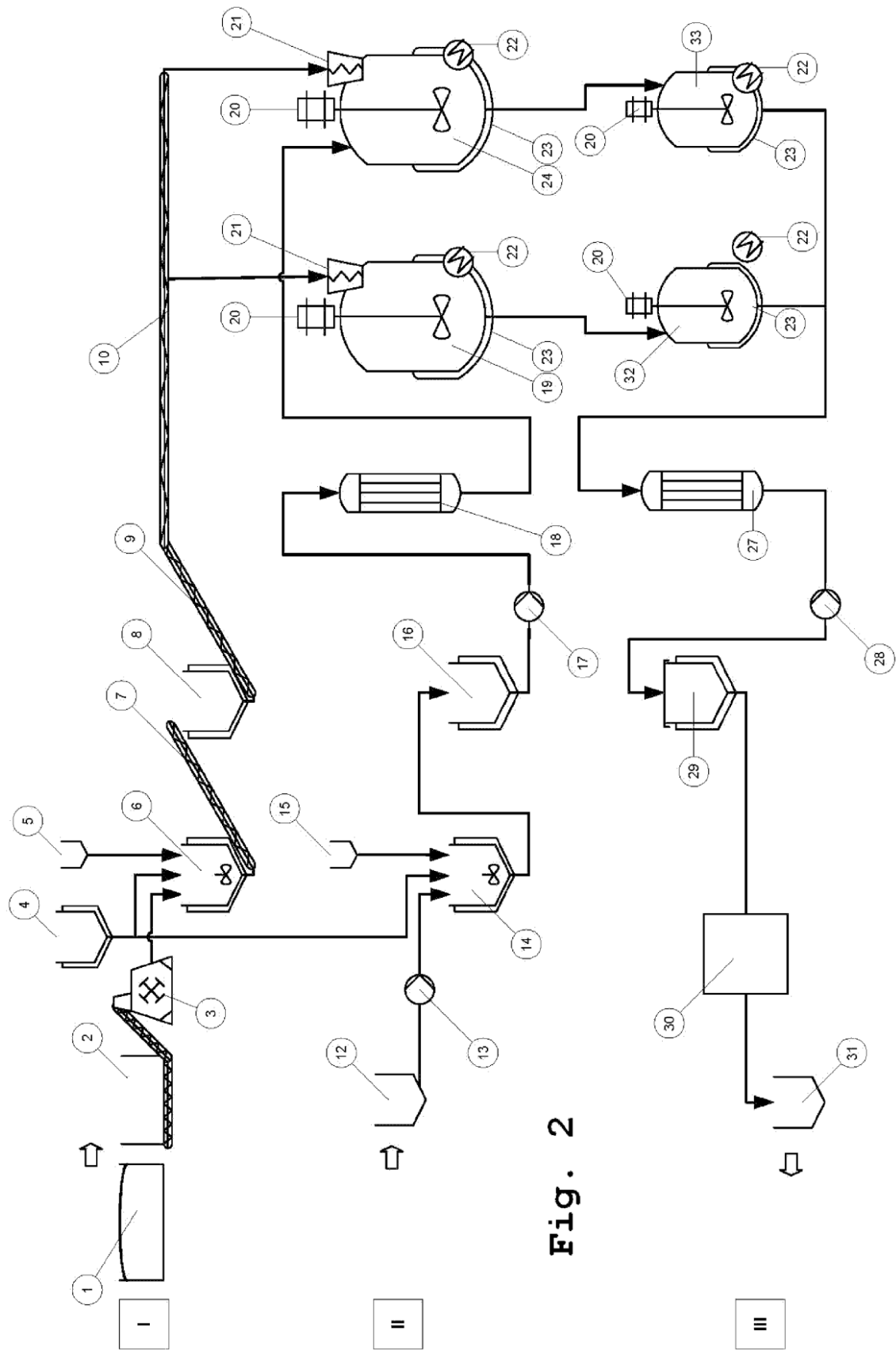


Fig. 2

