

19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 609 302**

51 Int. Cl.:

C12P 7/06 (2006.01)
C12N 1/20 (2006.01)
B01F 7/18 (2006.01)
C12M 1/107 (2006.01)
C12M 1/00 (2006.01)
B01F 7/00 (2006.01)
B01F 7/16 (2006.01)
B01F 3/04 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

- 86 Fecha de presentación y número de la solicitud internacional: **31.05.2012 PCT/US2012/040319**
 87 Fecha y número de publicación internacional: **03.01.2013 WO13002947**
 96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **31.05.2012 E 12726320 (0)**
 97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **28.09.2016 EP 2726593**

54 Título: **Método para la fermentación de gas de síntesis con alto coeficiente de transferencia másica de CO**

30 Prioridad:

30.06.2011 US 201161571564 P
30.06.2011 US 201161571565 P
13.09.2011 US 201161573845 P
15.05.2012 US 201213471827
15.05.2012 US 201213471858
16.05.2012 US 201213473167

45 Fecha de publicación y mención en BOPI de la traducción de la patente:
19.04.2017

73 Titular/es:

INEOS BIO SA (100.0%)
Avenue Des Uttins 3
1180 Rolle, CH

72 Inventor/es:

BELL, PETER SIMPSON y
KO, CHING-WHAN

74 Agente/Representante:

CARVAJAL Y URQUIJO, Isabel

Observaciones :

Véase nota informativa (Remarks, Remarques o Bemerkungen) en el folleto original publicado por la Oficina Europea de Patentes

ES 2 609 302 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 para la fermentación de gas de síntesis con alto coeficiente de transferencia másica de CO

5 Se proporcionan un proceso y un aparato que son eficaces para mejorar la transferencia másica de monóxido de carbono (CO). Más específicamente, los factores que incluyen calidad del gas de síntesis, burbujeo de gas de síntesis, presión del reactor y mezcla, se equilibran para proporcionar un coeficiente de transferencia másica de CO volumétrica mejorado durante la fermentación del gas de síntesis.

Antecedentes

10 Los microorganismos anaerobios pueden producir etanol a partir de monóxido de carbono (CO) a través de la fermentación de sustratos gaseosos. Las fermentaciones que usan microorganismos anaerobios del género *Clostridium* producen etanol y otros productos útiles. Por ejemplo, la Patente de Estados Unidos n.º 5.173.429 describe *Clostridium ljungdahlii* ATCC n.º 49587, un microorganismo anaerobio que produce etanol y acetato de gas de síntesis. La Patente de Estados Unidos n.º 5.807.722 describe un método y un aparato para convertir gases residuales en ácidos orgánicos y alcoholes usando *Clostridium ljungdahlii* ATCC n.º 55380. La Patente de Estados Unidos n.º 6.136.577 describe un método y un aparato para convertir gases residuales en etanol usando *Clostridium*
15 *ljungdahlii* ATCC n.º 55988 y 55989.

20 El CO se proporciona a menudo a la fermentación como parte de un sustrato gaseoso en forma de un gas de síntesis. La gasificación de los materiales carbonosos para producir gas pobre o gas de síntesis, o gas de síntesis que incluye monóxido de carbono e hidrógeno se conoce bien en la técnica. Típicamente, tal proceso de gasificación implica una oxidación parcial u oxidación escasa de aire del material carbonoso en la que una cantidad sub-estequiométrica de oxígeno se suministra al proceso de gasificación para promover la producción de monóxido de carbono como se describe en el documento WO 2009/154788.

25 La fermentación de los sustratos gaseosos puede ser difícil debido a que al menos una porción del sustrato gaseoso se debe disolver en un caldo de fermentación acuoso antes de que el sustrato se pueda metabolizar por el cultivo microbiano. Las fermentaciones donde el sustrato gaseoso proporciona la fuente de carbono y energía para el microorganismo son particularmente difíciles debido a la gran cantidad de sustrato necesario a solubilizar en el caldo de fermentación antes de que tenga lugar el metabolismo. Los sustratos, tales como CO que tienen una baja solubilidad en un caldo de fermentación acuoso, requieren una transferencia másica sumamente eficiente en un caldo de fermentación acuoso ya que el CO proporciona una fuente de carbono para la fermentación anaerobia. Se describen intentos para mejorar la transferencia másica de CO en las Patentes de Estados Unidos n.º 5.972.661 y
30 7.201.884 y en el documento WO 2011/028137.

Ismail et al. (Biochemical Engineering Journal 39 (2008) 468-477) investigaron el efecto de las velocidades de agitación y los caudales de gas volumétricas sobre el coeficiente de transferencia másica durante la fermentación de gas de síntesis.

Sumario

35 La presente invención proporciona un proceso para la fermentación de gas de síntesis, comprendiendo el proceso: introducir el gas de síntesis en un recipiente de reactor a través de un tubo burbujeador de gas, estando el tubo burbujeador de gas situado por debajo de un nivel de líquido en el recipiente del reactor, en el que el tubo burbujeador de gas incluye orificios que tienen un diámetro de 10 mm o menos, estando el gas de síntesis introducido de tal forma que la caída de presión del gas de síntesis a través del tubo burbujeador sea de 3,4 a
40 17,2 kPa (0,5 a 2,5 psi) y a un caudal eficaz para mantener una presión en el interior del recipiente de reactor de al menos 6,9 kPag (1 psig), en el que el gas de síntesis tiene una relación molar de CO/CO₂ de al menos 0,75; y proporcionar una entrada de energía de agitación en el recipiente de reactor de 0,01 a 12 kvatios/m³ de medio, en el que el proceso es eficaz para proporcionar un coeficiente de transferencia másica de CO volumétrica de 100 a 1500 por hora y un STY de al menos 10 g de etanol/(l·día). Se desvelan métodos y un aparato que son eficaces para
45 mejorar un coeficiente de transferencia másica de CO volumétrica durante la fermentación del gas de síntesis. En un aspecto, se desvela un proceso para la fermentación de gas de síntesis que incluye introducir el gas de síntesis en un recipiente de reactor a través de un tubo burbujeador de gas o un distribuidor de gas. El tubo burbujeador de gas se sitúa por debajo de un nivel de líquido en el recipiente de reactor y el gas de síntesis se introduce a un caudal eficaz para mantener una presión en el interior del recipiente de reactor de al menos aproximadamente 1 psig (6,89 kPa), y en otro aspecto, al menos aproximadamente 10 psig (68,95 kPa). El gas de síntesis tiene una relación molar de CO/CO₂ de al menos aproximadamente 0,75. Se proporciona una energía de agitación al recipiente de reactor en una cantidad de aproximadamente 0,01 a aproximadamente 12 kvatios/m³ de medio. El proceso es eficaz para proporcionar un STY de al menos aproximadamente 10 g de etanol/(l·día) y un coeficiente de transferencia
50 másica de CO volumétrica de aproximadamente 100 a aproximadamente 1500 por hora.

- En otro aspecto, se desvela un proceso para la fermentación de gas de síntesis que incluye introducir el gas de síntesis en un recipiente de reactor a través de un tubo burbujeador de gas. El tubo burbujeador de gas se sitúa por debajo de un nivel de líquido en el recipiente de reactor y el gas de síntesis se introduce a un caudal eficaz para mantener una presión en el interior del recipiente de reactor de al menos aproximadamente 1 psig (6,89 kPa), y en otro aspecto, al menos aproximadamente 10 psig (68,95 kPa). El gas de síntesis tiene una relación molar de CO/CO₂ molar ratio de al menos aproximadamente 0,75, y en otro aspecto, el gas de síntesis tiene un contenido de CO de al menos aproximadamente el 20 % en moles. El gas de síntesis se pone en contacto con al menos un impulsor de dispersión de gas situado por encima del tubo burbujeador de gas y el gas de síntesis se mezcla con bacterias acetógenas con al menos un impulsor de mezcla situado por encima del impulsor de dispersión de gas. El impulsor de dispersión de gas y el impulsor de mezcla se conectan operativamente a un agitador a través de un eje motor. El agitador proporciona una entrada de energía de agitación de aproximadamente 0,3 a aproximadamente 12 kvatios/m³, en otro aspecto, de aproximadamente 0,7 a aproximadamente 12 kvatios/m³, y en otro aspecto, de aproximadamente 0,9 a aproximadamente 12 kvatios/m³ de medio. El proceso es eficaz para proporcionar un coeficiente de transferencia másica de CO volumétrica de aproximadamente 100 a aproximadamente 1500 por hora.
- En un aspecto, el tubo burbujeador de gas incluye orificios que tienen un diámetro de 10 mm o menos, y en otro aspecto, los orificios tienen un diámetro de 2.5 mm o menos. El gas de síntesis también puede introducirse a un caudal eficaz para proporciona una velocidad de gas de 25 m/s o más a una salida de los orificios y/o una caída de presión a través de los orificios del tubo burbujeador de aproximadamente 0,5 a aproximadamente 2,5 psi (de aproximadamente 3,45 a aproximadamente 17,24 kPa).
- En otro aspecto, se desvela un proceso para mejorar un coeficiente de transferencia másica de CO volumétrica. El proceso incluye introducir el gas de síntesis en un recipiente de reactor a través de un tubo burbujeador de gas. El tubo burbujeador de gas se sitúa por debajo de un nivel de líquido en el recipiente de reactor y el gas de síntesis se introduce a un caudal eficaz para mantener una presión en el interior del recipiente de reactor de al menos aproximadamente 1 psig (6,89 kPa), y en otro aspecto, al menos aproximadamente 10 psig (68,95 kPa). El gas de síntesis tiene una relación molar de CO/CO₂ molar ratio de al menos aproximadamente 0,75, y en otro aspecto, el gas de síntesis tiene un contenido de CO de al menos aproximadamente el 20 % en moles. El gas de síntesis se pone en contacto con al menos un impulsor de dispersión de gas y un impulsor de mezcla. El impulsor de dispersión de gas y el impulsor de mezcla típicamente se conectan operativamente a un agitador a través de un eje motor. El agitador proporciona una entrada de energía de agitación de aproximadamente 0,3 a aproximadamente 12 kvatios/m³, en otro aspecto, de aproximadamente 0,7 a aproximadamente 12 kvatios/m³, y en otro aspecto, de aproximadamente 0,9 a aproximadamente 12 kvatios/m³ de medio. El proceso es eficaz para proporcionar un coeficiente de transferencia másica de CO volumétrica de aproximadamente 100 a aproximadamente 1500 por hora.
- Se desvela un biorreactor que incluye un alojamiento que define un recipiente de reactor, siendo el recipiente de reactor eficaz para mantener una presión de al menos aproximadamente 1 psig (6,89 kPa), y en otro aspecto, al menos aproximadamente 10 psig (68,95 kPa). Se dispone un agitador al menos parcialmente en el recipiente de reactor y al menos parcialmente por debajo de un nivel de líquido en el recipiente de reactor. El agitador se conecta operativamente a un eje motor, siendo el agitador eficaz para proporcionar una entrada de energía de agitación de aproximadamente 0,3 a aproximadamente 12 kvatios/m³, en otro aspecto, de aproximadamente 0,7 a aproximadamente 12 kvatios/m³; y en otro aspecto, de aproximadamente 0,9 a aproximadamente 12 kvatios/m³ de medio. Se conecta operativamente al menos un impulsor de mezcla al eje motor y se dispone por debajo del nivel de líquido del medio, y se conecta operativamente al menos un impulsor de dispersión de gas al eje motor y se dispone por debajo del impulsor de mezcla. Se dispone un tubo burbujeador de gas por debajo el impulsor de dispersión de gas, incluyendo el tubo burbujeador de gas orificios que tienen un diámetro de aproximadamente 10 mm o menos que son eficaces para proporciona una velocidad de gas de aproximadamente 25 m/s o más a la salida de los orificios. El biorreactor puede incluir adicionalmente un separador de gas dispuesto en un extremo inferior del recipiente de reactor.
- En otro aspecto, se desvela un biorreactor que incluye un alojamiento que define un recipiente de reactor, siendo el recipiente de reactor eficaz para mantener una presión de al menos aproximadamente 1 psig (6,89 kPa), y en otro aspecto, al menos aproximadamente 10 psig (68,95 kPa). Se dispone un agitador al menos parcialmente en el recipiente de reactor y al menos parcialmente por debajo de un nivel de líquido en el recipiente de reactor. El agitador se conecta operativamente a un eje motor, siendo el agitador eficaz para proporcionar una entrada de energía de agitación de aproximadamente 0,3 a aproximadamente 12 kvatios/m³, en otro aspecto, de aproximadamente 0,7 a aproximadamente 12 kvatios/m³, y en otro aspecto, de aproximadamente 0,9 a aproximadamente 12 kvatios/m³ de medio. Se conecta operativamente al menos un impulsor de mezcla al eje motor y se dispone por debajo del nivel de líquido del medio, y se conecta operativamente al menos un impulsor de dispersión de gas al eje motor y se dispone por debajo del impulsor de mezcla. Se dispone un tubo burbujeador de gas por debajo el impulsor de dispersión de gas, incluyendo el tubo burbujeador de gas orificios que tienen un diámetro de aproximadamente 10 mm o menos que son eficaces para proporciona una velocidad de gas de aproximadamente 25 m/s o más a la salida de los orificios. El biorreactor incluye adicionalmente un separador de gas dispuesto en un extremo inferior del recipiente de reactor, incluyendo el separador de gas un tubo burbujeador de separador de gas y un mezclador de separador de gas.

En otro aspecto, se desvela un proceso para la fermentación de gas de síntesis que incluye inocular bacterias acetógenas a un medio contenido en una porción de separador de gas de un recipiente de reactor, el medio llena al menos aproximadamente el 75 % de un volumen total del separador de gas. Las bacterias acetógenas se ponen en contacto con el gas de síntesis durante un tiempo eficaz para proporcionar una densidad celular de al menos aproximadamente 5 gramos por litro. Se añade el medio al recipiente de reactor para proporcionar un líquido en el recipiente de reactor. El gas de síntesis se introduce en el recipiente de reactor a través de un tubo burbujeador de gas. El tubo burbujeador de gas se sitúa por debajo de un nivel de líquido en el recipiente de reactor. El gas de síntesis se introduce a un caudal eficaz para mantener una presión en el interior del recipiente de reactor de al menos aproximadamente 1 psig (6,89 kPa), y en otro aspecto aproximadamente 10 psig (68,95 kPa). El gas de síntesis tiene una relación molar de CO/CO₂ de al menos aproximadamente 0,75 y se pone en contacto con al menos un impulsor de dispersión de gas situado por encima del tubo burbujeador de gas. El gas de síntesis y las bacterias acetógenas se mezclan con al menos un impulsor de mezcla situado por encima del impulsor de dispersión de gas. El impulsor de dispersión de gas y el impulsor de mezcla típicamente se conectan operativamente a un agitador a través de un eje motor. La entrada de energía de agitación es de aproximadamente 0,3 a aproximadamente 12 kvatios/m³ de medio. El proceso es eficaz para proporcionar un coeficiente de transferencia másica de CO volumétrica de aproximadamente 100 a aproximadamente 1500 por hora.

En otro aspecto, se desvela un proceso para la fermentación de gas de síntesis que incluye inocular bacterias acetógenas a un medio contenido en una porción de separador de gas de un recipiente de reactor, siendo el medio eficaz para llenar al menos aproximadamente el 75 % de un volumen total del separador de gas. Las bacterias acetógenas se ponen en contacto con el gas de síntesis durante un tiempo eficaz para proporcionar una densidad celular de al menos aproximadamente 3 gramos por litro. El medio se añade al recipiente de reactor y la densidad celular se mantiene a aproximadamente 3 gramos por litro. Se añade medio hasta que se obtiene un nivel de líquido en el recipiente de reactor. El gas de síntesis se introduce en el recipiente de reactor a través de un tubo burbujeador de gas. El tubo burbujeador de gas se sitúa por debajo de un nivel de líquido en el recipiente de reactor. El gas de síntesis se introduce a un caudal eficaz para mantener una presión en el interior del recipiente de reactor de al menos aproximadamente 1 psig (6,89 kPa), y en otro aspecto aproximadamente 10 psig (68,95 kPa). El gas de síntesis tiene una relación molar de CO/CO₂ de al menos aproximadamente 0,75 y se pone en contacto con al menos un impulsor de dispersión de gas situado por encima del tubo burbujeador de gas. El gas de síntesis y las bacterias acetógenas se mezclan con al menos un impulsor de mezcla situado por encima del impulsor de dispersión de gas. El impulsor de dispersión de gas y el impulsor de mezcla se conectan operativamente a un agitador a través de un eje motor, proporcionando el agitador una entrada de energía de aproximadamente 0,3 a aproximadamente 12 kvatios/m³ de medio. El proceso es eficaz para proporcionar un coeficiente de transferencia másica de CO volumétrica de aproximadamente 100 a aproximadamente 1500 por hora.

Breve descripción de las figuras

Los anteriores y otros aspectos, características y ventajas de varios aspectos del proceso serán más evidentes a partir de los siguientes dibujos.

La figura 1 es una vista en perspectiva de un biorreactor.

La figura 2A y 2B ilustran una vista inferior de una entrada de gas/tubo burbujeador.

La figura 3 es una vista en sección transversal de un tubo burbujeador de gas.

La figura 4A y 4B son vistas en sección transversal superiores de un recipiente de reactor que muestra diferentes conjuntos de impulsor.

La figura 5 ilustra una configuración alternativa del separador de gas del biorreactor.

Los caracteres de referencia correspondientes indican componentes correspondientes a través de todas las diversas vistas de las figuras. Los expertos apreciarán que los elementos en las figuras se ilustran con fines de simplicidad y claridad y no se han dibujado necesariamente a escala. Por ejemplo, las dimensiones de algunos de los elementos en las figuras se pueden exagerar en relación con otros elementos para ayudar a mejorar el entendimiento de diversos aspectos del presente proceso y aparato. Además, los elementos comunes pero bien entendidos que son útiles o necesarios en aspectos comercialmente factibles no se representan frecuentemente con el fin de facilitar una vista menos obstruida de estos diversos aspectos.

Descripción detallada

La siguiente descripción no se va a tomar en un sentido limitante, sino que se hace simplemente con el fin de describir los principios generales de las realizaciones ejemplares. El alcance de la invención se debe determinar con referencia a las reivindicaciones.

La eficiencia de la fermentación del gas de síntesis se mejora potenciando las condiciones para aumentar el coeficiente de transferencia másica de CO volumétrica. Se desvelan métodos y un aparato que son eficaces para proporcionar un coeficiente de transferencia másica de CO volumétrica de aproximadamente 100 a aproximadamente 1500 por hora, en otro aspecto, de aproximadamente 200 a aproximadamente 1100 por hora, en

otro aspecto, de aproximadamente 200 a aproximadamente 900 por hora, en otro aspecto, de aproximadamente 300 a aproximadamente 800 por hora, en otro aspecto, de aproximadamente 400 a aproximadamente 700 por hora, y en otro aspecto de aproximadamente 500 a aproximadamente 600 por hora. Las variables que afectan el coeficiente de transferencia másica de CO incluyen burbujeo de gas de síntesis, presión del recipiente de reactor, calidad de gas de síntesis, y dispersión y mezclado del gas.

Los procesos descritos en el presente documento son eficaces para proporcionar un alto nivel de productividad. En este aspecto, el proceso es eficaz para proporcionar un STY (rendimiento de espacio-tiempo) de al menos aproximadamente 10 g de etanol/(l·día). Los valores posibles de STY incluyen de aproximadamente 10 g de etanol/(l·día) a aproximadamente 200 g de etanol/(l·día), en otro aspecto, de aproximadamente 10 g de etanol/(l·día) a aproximadamente 160 g de etanol/(l·día), en otro aspecto, de aproximadamente 10 g de etanol/(l·día) a aproximadamente 120 g de etanol/(l·día), en otro aspecto, de aproximadamente 10 g de etanol/(l·día) a aproximadamente 80 g de etanol/(l·día), en otro aspecto, de aproximadamente 20 g de etanol/(l·día) a aproximadamente 140 g de etanol/(l·día), en otro aspecto, de aproximadamente 20 g de etanol/(l·día) a aproximadamente 100 g de etanol/(l·día), en otro aspecto, de aproximadamente 40 g de etanol/(l·día) a aproximadamente 140 g de etanol/(l·día), y en otro aspecto, de aproximadamente 40 g de etanol/(l·día) a aproximadamente 100 g de etanol/(l·día).

Definiciones

A menos que se defina de otra manera, los siguientes términos como se usan a lo largo de toda esta memoria descriptiva para la presente divulgación se definen como se indica a continuación y pueden incluir las formas singulares o plurales de las definiciones definidas a continuación:

El término "aproximadamente" que modifica cualquier cantidad se refiere a la variación en la que la cantidad se encuentra en las condiciones del mundo real, por ejemplo, en el laboratorio, planta piloto o instalación de producción. Por ejemplo, una cantidad de un ingrediente o medición empleados en una mezcla o cantidad, cuando se modifica por "aproximadamente", incluye la variación y grado de cuidado empleado típicamente en la medición de una condición experimental en la planta de producción o laboratorio. Por ejemplo, la cantidad de un componente de un producto, cuando se modifica por "aproximadamente", incluye la variación entre lotes en múltiples experimentos en la planta o laboratorio y la variación inherente el método analítico. Si se modifican o no por "aproximadamente," las cantidades incluyen equivalentes a estas cantidades. Cualquier cantidad indicada en el presente documento y modificada por "aproximadamente" también se puede emplear en la presente divulgación como la cantidad no modificada por "aproximadamente".

"Material carbonoso" como se usa en el presente documento, se refiere a un material rico en carbono, tal como carbón mineral, y productos petroquímicos. Sin embargo, en esta memoria descriptiva, el material carbonoso incluye cualquier material de carbono, ya sea en estado sólido, líquido, gas o en plasma. Entre los numerosos artículos que se pueden considerar material carbonoso, la presente divulgación contempla: material carbonoso, producto líquido carbonoso, reciclado de líquido industrial carbonoso, residuo sólido municipal carbonoso (MSW o msw), residuo urbano carbonoso, material agrícola carbonoso, material forestal carbonoso, residuo de madera carbonoso, material de construcción carbonoso, material vegetal carbonoso, residuo industrial carbonoso, residuo de fermentación carbonoso, co-productos petroquímicos carbonosos, co-productos de producción de alcohol carbonoso, carbón mineral carbonoso, llantas, plásticos, plástico residual, alquitrán de horno de coque, fibersoft, lignina, licor negro, polímeros, polímeros residuales, polietilentereftalato (PETA), poliestireno (PS), lodo de alcantarilla, residuos animales, residuos de cultivo, cultivos energéticos, residuos de procesamiento de bosques, residuos de procesamiento de madera, residuos de ganado, residuos de aves de corral, residuos de procesamiento de alimentos, residuos de proceso fermentativos, co-productos de etanol, bagazo, microorganismos agotados o sus combinaciones.

Los términos "fibersoft" o "Fibersoft" o "fibrosoft" o "fibrousoft" se refieren a un tipo de material carbonoso que se produce como resultado del ablandamiento y concentración de diversas sustancias; en un ejemplo se produce material carbonoso a través de autoclave de vapor de varias sustancias. En otro ejemplo, el fibersoft puede incluir autoclave de vapor de residuos municipales, industriales, comerciales y médicos que dan como resultado un material blando fibroso.

La expresión "residuos sólidos municipales" o "MSW" o "msw" se refiere a residuos que pueden incluir residuos domésticos, comerciales, industriales y/o residuales.

El término "gas de síntesis" se refiere a gas de síntesis que es el nombre dado a una mezcla de gas que contiene cantidades variables de monóxido de carbono e hidrógeno. Los ejemplos de métodos de producción incluyen reforma del vapor del gas natural o hidrocarburos para producir hidrógeno, la gasificación de carbón mineral y en algunos tipos de instalaciones de gasificación de residuo a energía. El nombre proviene de su uso como intermediarios en la creación de gas natural sintético (SNG) y para producir amoniaco o metanol. El gas de síntesis comprende el uso como un intermediario en la producción de petróleo sintético para el uso como un combustible o

5 lubricante a través de la síntesis de Fischer-Tropsch y previamente el proceso de metanol a gasolina de Mobil. El gas de síntesis consiste principalmente en hidrógeno, monóxido de carbono, y algún dióxido de carbono, y tiene menos de la mitad de densidad de energía (es decir, contenido de BTU) de gas natural. El gas de síntesis es combustible y se usa a menudo como una fuente de combustible o como un intermediario para la producción de otros productos químicos.

Los términos "fermentación", "proceso de fermentación" o "reacción de fermentación" y similares pretenden incluir tanto la fase de crecimiento como la fase de biosíntesis del producto del proceso. En un aspecto, la fermentación se refiere a la conversión de CO en alcohol.

10 La expresión "transferencia másica" como se usa en el presente documento, se refiere a la transferencia de átomos o moléculas, particularmente átomos o moléculas de sustrato de una fase gaseosa en una solución acuosa. Un coeficiente de transferencia másica se puede calcular de acuerdo con las ecuaciones descritas por Younesi et al. (Iranian Journal of Biotechnology, Vol. 4, n.º 1, enero de 2006), que se incorpora en el presente documento por referencia. La siguiente ecuación representa la bioconversión de CO (X_{CO}) y el coeficiente de transferencia másica volumétrica:

$$15 \quad X_{CO} = \frac{RTV_L(k_L a)}{1 - X_{CO} \pi H v_g}$$

15 $k_L a$: coeficiente de transferencia de masa volumétrica
 X_{CO} : % de bioconversión de CO
 R: constante
 T: temperatura
 20 V_L : volumen de líquido
 H: constante de Henry (CO = 1.226 litro·atm·mmol⁻¹)
 v_g : volumen de gas

25 La expresión "aumentar la eficiencia", "eficiencia aumentada" y similares, cuando se usan en relación con un proceso de fermentación incluye aumentar uno o más de la velocidad de crecimiento de los microorganismos en la fermentación, el volumen o masa del producto deseado (tales como alcoholes) producidos por volumen o masa del sustrato (tal como monóxido de carbono) consumido, la velocidad de producción o nivel de producción del producto deseado, y la proporción relativa del producto deseado producido en comparación con otros sub-productos de fermentación.

Diseño del biorreactor

30 La figura 1 es una vista en perspectiva de un aparato biorreactor. El aparato biorreactor incluye un alojamiento 105 que define un recipiente de reactor 100. El recipiente de reactor 100 puede ser sustancialmente cilíndrico y una sección transversal del recipiente de reactor se puede conformar en forma de un círculo, sustancialmente circular, u otras formas, que sean eficaces para mejorar la mezcla y la transferencia de masa. El alojamiento 105 se puede formar de cualquiera de los materiales conocidos que soportan presiones de operación de al menos aproximadamente 1 psig (6,89 kPa) y hasta presiones de al menos aproximadamente 250 psig (1,72 MPa) y que es compatible con el medio. En diversos aspectos, pueden utilizarse las siguientes presiones, de aproximadamente 5 (34,47) a aproximadamente 200 psig (1,38 MPa), de aproximadamente 5 (34,47) a aproximadamente 100 psig (689,48 kPa), de aproximadamente 5 (34,47) a aproximadamente 50 psig (344,74 kPa), de aproximadamente 5 (34,47) a aproximadamente 25 psig (172,37 kPa), de aproximadamente 10 (68,95 kPa) a aproximadamente 200 psig (1,38 MPa), de aproximadamente 10 (68,95 kPa) a aproximadamente 100 psig (689,48 kPa), de aproximadamente 10 (68,95 kPa) a aproximadamente 50 psig (344,74 kPa), de aproximadamente 10 (68,95 kPa) a aproximadamente 25 psig (172,37 kPa), de aproximadamente 15 (103,42) a aproximadamente 200 psig (1,38 MPa), de aproximadamente 15 (103,42) a aproximadamente 100 psig (689,48 kPa), de aproximadamente 15 (103,42) a aproximadamente 50 psig (344,74 kPa), de aproximadamente 15 (103,42) a aproximadamente 25 psig (172,37 kPa), de aproximadamente 20 (137,90) a aproximadamente 200 psig (1,38 MPa), de aproximadamente 20 (137,90) a aproximadamente 100 psig (689,48 kPa), de aproximadamente 20 (137,90) a aproximadamente 50 psig (344,74 kPa), y de aproximadamente 20 (137,90) a aproximadamente 25 psig (172,37 kPa). Algunos ejemplos de materiales adecuados incluyen acero inoxidable, acero con un revestimiento interior adecuado y vidrio.

50 Como se muestra adicionalmente en la figura 1, el gas de síntesis entra en el recipiente de reactor 100 a través de una entrada/distribuidor/tubo burbujeador de gas 120. La dispersión del gas de síntesis y la mezcla adicional se logran con al menos un impulsor de dispersión de gas 225 y al menos un impulsor de mezcla 220 que se acoplan a un eje motor 200. El eje motor 200 es soportado por una placa de soporte de agitador 210. El gas se expulsa del recipiente de reactor 100 a través de la válvula de escape 170. El recipiente de reactor 100 también puede incluir deflectores 300 para mejorar adicionalmente la mezcla. En este aspecto, los deflectores 300 se pueden extender

aproximadamente un 25 % por encima de un nivel de líquido no gasificado 115 para permitir un nivel de líquido operativo más alto, si se descubre que el sistema tiene baja espumación.

5 En otro aspecto, el recipiente de reactor 100 puede incluir puertos de adición 230. Los puertos de adición 230 pueden incluir, por ejemplo, uno o más puertos de adición ácidos, uno o más puertos de adición alcalinos, y uno o más puertos de adición de nutrientes. En este aspecto, los puertos de adición se pueden separar de igual manera alrededor de una circunferencia del recipiente de reacción. Los puertos pueden estar en el mismo o diferente plano horizontal. En un aspecto, el recipiente de reacción 100 incluye al menos 4 puertos de adición de medio uniformemente espaciados, adyacentes a un impulsor de mezcla 220. Los puertos se pueden separar alrededor de una circunferencia del recipiente de reactor 100 en ángulos de 45° de separación.

10 Un nivel del líquido gasificado 110 y un nivel de líquido no gasificado 115 se mantienen en el recipiente de reacción 100. El mantenimiento de un nivel del líquido no gasificado 115 en el recipiente de reactor 100 permite una transferencia másica más eficiente y ayuda a mantener el control de la espumación. En este aspecto, se mantiene un nivel de líquido no gasificado 115 en el recipiente de reactor 100 que es eficaz para proporcionar un espacio vacío superior de al menos aproximadamente el 1 % del volumen total del recipiente de reactor 100. En otro aspecto, el nivel de líquido no gasificado 115 proporciona un espacio vacío superior de aproximadamente el 1 a 15 aproximadamente el 75 % de un volumen total del recipiente de reactor 100. En diversos aspectos, el espacio vacío superior puede incluir los siguientes porcentajes del volumen total del reactor: de aproximadamente el 5 a aproximadamente el 50 %, de aproximadamente el 10 a aproximadamente el 50 %, de aproximadamente el 15 a aproximadamente el 50 %, de aproximadamente el 20 a aproximadamente el 50 %, de aproximadamente el 25 a aproximadamente el 50 %, de aproximadamente el 30 a aproximadamente el 50 %, de aproximadamente el 30 a aproximadamente el 40 % y de aproximadamente el 30 a aproximadamente el 35 %. El recipiente de reactor 100 también puede incluir al menos una entrada de líquido 130 que ayuda a controlar la espumación y permite el ajuste del volumen de líquido del reactor. La entrada de líquido 130 puede estar en forma de una boquilla de pulverización. El recipiente de reactor 100 también puede incluir unos puertos adicionales 190.

25 Como se ilustra adicionalmente en la figura 1, el recipiente de reactor 100 también puede incluir un separador de gas 400 y un rompedor de la corriente vorticial 410 dispuesto dentro del separador de gas y sobre una salida del medio 420. El separador de gas 400 y el rompedor de la corriente vorticial 410 son eficaces para evitar que el gas se extraiga a través de la salida del medio 420. El medio extraído a través de la salida del medio 420 se puede enviar a un circuito de reciclado de medio 450 o a un circuito de filtro de medio 460. El medio del circuito de reciclado de medio 450 se puede enviar a un enfriador/intercambiador de calor 500 y el medio enfriado 510 se puede reciclar de nuevo al recipiente de reactor 100.

30 El separador de gas 400 es eficaz para permitir que las burbujas de gas se eleven del separador de gas 400 de regreso al recipiente de reactor 100. En este aspecto, el líquido en el separador de gas 400 debe estar tan interrumpido como sea posible, y las burbujas de gas deben elevarse del separador de gas 400 más rápido que el líquido que se extrae del separador de gas. En este aspecto, se extrae menos de aproximadamente el 2 % de gas a través de la salida del medio 420 a una bomba.

35 El medio del circuito de filtro de medio 460 se puede enviar a un filtro de reciclaje 600. Las células concentradas 610 se devuelven al recipiente de reactor 100 y el material permeado 620 se envía para un procesamiento adicional. El procesamiento adicional puede incluir la separación del producto deseado tal como, por ejemplo, etanol, ácido acético y butanol.

40 En otro aspecto, el biorreactor se puede configurar sin impulsores. Por ejemplo, el biorreactor se puede configurar como un reactor de tipo de elevación de gas o un reactor de tipo de columna de burbujeo. En estas configuraciones de reactor, se proporcionar una energía de agitación de aproximadamente 0,01 a aproximadamente 12 kvatios/m³ de medio.

45 Gas de síntesis y burbujeo de gas de síntesis

El gas de síntesis se introduce en el biorreactor 100 a través de una entrada/tubo burbujeador de gas 120. El gas de síntesis se puede proporcionar de cualquier fuente conocida. En un aspecto, el gas de síntesis puede proceder de la gasificación de materiales carbónicos. La gasificación implica la combustión parcial de la biomasa en un suministro de oxígeno restringido. El gas resultante incluye principalmente CO y H₂. En este aspecto, el gas de síntesis contendrá al menos aproximadamente el 20 % en moles de CO. En un aspecto, de aproximadamente el 20 a aproximadamente el 100 % en moles de CO, en otro aspecto, de aproximadamente el 30 a aproximadamente el 90 % en moles de CO, en otro aspecto, de aproximadamente el 40 a aproximadamente el 80 % en moles de CO, y en otro aspecto, de aproximadamente el 50 a aproximadamente el 70 % en moles de CO. El gas de síntesis tendrá una relación molar de CO/CO₂ de al menos aproximadamente 0,75. Se proporcionan algunos ejemplos de métodos y aparatos de gasificación adecuados en los documentos U.S números de serie 61/516.667, 61/516.704 y 61/516.646, cada uno de los cuales se presentó el 6 de abril de 2011.

El biorreactor puede incluir un gradiente de concentración de CO donde la concentración de CO cerca del tubo burbujeador es mayor que la concentración de CO en un nivel más alto del biorreactor. En este aspecto, el biorreactor incluye una relación de concentración de CO en un nivel inferior (nivel de tubo burbujeador) del biorreactor a la concentración de CO en un nivel superior del biorreactor de aproximadamente 100:1 a aproximadamente 10:1.

Un factor que puede afectar la velocidad de transferencia másica de CO en el medio acuoso es la presión parcial del substrato gaseoso que incluye el CO. En este aspecto, la velocidad de transferencia másica se puede aumentar al aumentar la proporción de CO en una corriente de gas mediante el enriquecimiento o eliminación de componentes no deseados. En este aspecto, la corriente de gas tendrá menos de aproximadamente 10 ppm de aromáticos oxigenados o no oxigenados.

Las figuras 2A y 2B ilustran una vista inferior de una entrada/tubo burbujeador de gas 120. En este aspecto, la entrada/tubo burbujeador de gas 120 puede incluir un conducto de entrada 530 que es continuo con un conjunto de tubo burbujeador 540. El conjunto de tubo burbujeador 540 puede ser generalmente anular o circular como se muestra, o puede ser cualquier otra forma, tal como por ejemplo, una forma recta, rectangular o libre. En el aspecto donde el conjunto de tubo burbujeador 540 es de forma anular, el conjunto de tubo burbujeador 540 tiene un diámetro que es de aproximadamente el 30 a aproximadamente el 100 % de un diámetro formado por los impulsores de dispersión de gas 225, en diversos aspectos diferentes, de aproximadamente el 40 a aproximadamente el 90 %, de aproximadamente el 40 a aproximadamente el 80 %, y de aproximadamente el 50 a aproximadamente el 70 %.

La porción inferior del conjunto de tubo burbujeador de gas 540 puede incluir una pluralidad de orificios 550. Los orificios 550 son de un diámetro eficaz para proporcionar una velocidad de gas de aproximadamente 25 m/s o más en una salida de los orificios, en otro aspecto, una velocidad de gas de aproximadamente 25 m/s a aproximadamente 75 m/s en una salida de los orificios. En diversos aspectos, la velocidad de gas puede incluir los siguientes intervalos: de aproximadamente 25 a aproximadamente 75 m/s, de aproximadamente 25 a aproximadamente 50 m/s, de aproximadamente 25 a aproximadamente 40 m/s, de aproximadamente 25 a aproximadamente 30 m/s, de aproximadamente 30 a aproximadamente 75 m/s, de aproximadamente 30 a aproximadamente 50 m/s, de aproximadamente 30 a aproximadamente 40 m/s, de aproximadamente 35 a aproximadamente 75 m/s, de aproximadamente 35 a aproximadamente 50 m/s, de aproximadamente 35 a aproximadamente 40 m/s, de aproximadamente 40 a aproximadamente 75 m/s, de aproximadamente 40 a aproximadamente 50 m/s, y de aproximadamente 50 a aproximadamente 75 m/s. En este aspecto, los orificios tendrán un diámetro de aproximadamente 10 mm o menos, y en otro aspecto, un diámetro de aproximadamente 2,5 mm a aproximadamente 1,0 mm.

La Figura 3 ilustra una vista de sección transversal de un conjunto de tubo burbujeador 540. En este aspecto, las líneas de flechas de puntos muestran el flujo de gas a través del orificio 550. Se muestra un ángulo de 120° con líneas dibujadas a un punto medio del conjunto de tubo burbujeador (mostrado como a). Los orificios se pueden situar en cualquier ángulo a lo largo del conjunto del tubo burbujeador. En un aspecto, el conjunto de tubo burbujeador 540 incluye de aproximadamente 1 a aproximadamente 5 filas de orificios paralelos 550. Los orificios 550 se separan y apuntan en una dirección hacia abajo. Como se muestra en la figura 3, el conjunto de tubo burbujeador 540 incluye 5 filas paralelas de orificios 550 y un número total de 790 orificios separados 30°. La dirección que apunta hacia abajo de los orificios es eficaz para evitar el ensuciamiento o taponamiento de los orificios y ayuda a minimizar el flujo de vuelta en el conjunto de tubo burbujeador 540.

Dispersión y mezcla de gas

Haciendo referencia de nuevo a la figura 1, el recipiente de reactor 100 incluye además un conjunto de mezcla que incluye un eje motor 200, al menos un impulsor de mezcla 220, y al menos un impulsor de dispersión de gas 225. El impulsor de mezcla 220 se situará generalmente por debajo del nivel del líquido 110. En un aspecto, el recipiente de reactor 100 incluye dos o más impulsores de mezcla 220. Un impulsor de dispersión de gas 225 se sitúa por debajo del impulsor de mezcla 220. El recipiente de reactor 100 puede incluir uno o dos o más impulsores de dispersión de gas 225.

Haciendo referencia ahora a la figura 4A, cada conjunto de mezcla e impulsor de dispersión de gas incluye un centro distribuidor 500 y un grupo de impulsores dispuestos alrededor del eje motor 200. Cada impulsor incluye un brazo 510 unido al centro distribuidor 500 y que sostiene una o más palas 520. Las palas pueden ser impulsores de mezcla o impulsores de dispersión de gas. El conjunto de impulsor de mezcla incluye al menos 2 palas y puede incluir hasta 6 palas. Los ejemplos de impulsor de mezcla incluyen impulsores de energía baja tales como impulsores marinos o propulsores marinos. En otro aspecto, el conjunto de impulsor de dispersión de gas incluye al menos 2 palas y puede incluir hasta 6 palas. Los ejemplos de impulsores de dispersión de gas incluyen impulsores de alta energía tal como impulsores Rushton o impulsores cóncavos. La figura 4B es similar a la figura 4A, excepto que las palas 520 se unen directamente a un distribuidor 500.

Tras la rotación del eje motor 200, el gas de síntesis introducido a través de la entrada/tubo burbujeador de gas se atrapa en las burbujas pequeñas en el medio y viaja alrededor de la sección transversal generalmente circular del recipiente de reactor 100. El eje motor se conecta operativamente a y puede girar con cualquier agitador adecuado, tal como, por ejemplo, un motor eléctrico, un motor y caja de engranes, o un motor hidráulico. En este aspecto, el agitador proporciona una entrada de energía de aproximadamente 0,3 a aproximadamente 12 kvatios/m³, en otro aspecto, de aproximadamente 0,7 kvatios/m³ a aproximadamente 12 kvatios/m³, y en un aspecto importante, de 0,9 kvatios/m³ a aproximadamente 12 kvatios/m³ de medio.

Funcionamiento del biorreactor

De acuerdo con un aspecto, el proceso de fermentación se inicia por la adición de un medio adecuado al recipiente de reactor. El líquido contenido en el recipiente de reactor puede incluir cualquier tipo de medio de nutriente adecuado o caldo de fermentación adecuado. El medio de nutriente incluirá vitaminas y minerales eficaces para permitir el crecimiento del microorganismo que se usa. Se conoce el medio anaerobio adecuado para la fermentación de etanol que usa CO como una fuente de carbono. Un ejemplo de un medio de fermentación adecuado se describe en la Patente de Estados Unidos n.º 7.285.402.

El medio se esteriliza para eliminar los microorganismos no deseados y el reactor se inocula con los microorganismos deseados. En un aspecto, los microorganismos utilizados incluyen bacterias acetógenas. Los ejemplos de bacterias acetógenas útiles incluyen las del género *Clostridium*, tal como cepas de *Clostridium ljungdahlii*, incluyendo las descritas en los documentos WO 2000/68407, EP 117309, las Patentes de Estados Unidos n.º 5.173.429, 5.593.886 y 6.368.819, los documentos WO 1998/00558 y WO 2002/08438, cepas de *Clostridium autoethanogenum* (DSM 10061 y DSM 19630 de DSMZ, Alemania), incluyendo las descritas en los documentos WO 2007/117157 y WO 2009/151342 y *Clostridium ragsdalei* (P11, ATCC BAA-622) y *Alkalibaculum bacchi* (CP11, ATCC BAA-1772), incluyendo las descritas respectivamente en la Patente de Estados Unidos n.º 7.704.723 y "Biofuels and Bioproducts from Biomass-Generated Synthesis Gas", Hasan Atiyeh, presentado en la Oklahoma EPSCoR Annual State Conference, 29 de abril de 2010, y *Clostridium carboxidivorans* (ATCC PTA-7827) descrita en la Solicitud de Patente de Estados Unidos n.º 2007/0276447. Otros microorganismos adecuados incluyen los del género *Moorella*, incluyendo *Moorella* sp. HUC22-1, y los del género *Carboxydotherrmus*. Pueden usarse cultivos mixtos de dos o más microorganismos.

Algunos ejemplos de bacterias útiles incluyen *Acetogenium kivui*, *Acetoanaerobium noterae*, *Acetobacterium woodii*, *Alkalibaculum bacchi* CP11 (ATCC BAA-1772), *Blautia producta*, *Butyribacterium methylotrophicum*, *Caldanaerobacter subterraneus*, *Caldanaerobacter subterraneus pacificus*, *Carboxydotherrmus hydrogenoformans*, *Clostridium aceticum*, *Clostridium acetobutylicum*, *Clostridium acetobutylicum* P262 (DSM 19630 de DSMZ Alemania), *Clostridium autoethanogenum* (DSM 19630 de DSMZ Alemania), *Clostridium autoethanogenum* (DSM 10061 de DSMZ Alemania), *Clostridium autoethanogenum* (DSM 23693 de DSMZ Alemania), *Clostridium autoethanogenum* (DSM 24138 de DSMZ Alemania), *Clostridium carboxidivorans* P7 (ATCC PTA-7827), *Clostridium coskatii* (ATCC PTA-10522), *Clostridium drakei*, *Clostridium ljungdahlii* PETC (ATCC 49587), *Clostridium ljungdahlii* ER12 (ATCC 55380), *Clostridium ljungdahlii* C-01 (ATCC 55988), *Clostridium ljungdahlii* O-52 (ATCC 55889), *Clostridium magnum*, *Clostridium pasteurianum* (DSM 525 de DSMZ Alemania), *Clostridium ragsdali* P11 (ATCC BAA-622), *Clostridium scatologenes*, *Clostridium thermoaceticum*, *Clostridium ultunense*, *Desulfotomaculum kuznetsovii*, *Eubacterium limosum*, *Geobacter sulfurreducens*, *Methanosarcina acetivorans*, *Methanosarcina barkeri*, *Morrella thermoacetica*, *Morrella thermoautotrophica*, *Oxobacter pfennigii*, *Peptostreptococcus productus*, *Ruminococcus productus*, *Thermoanaerobacter kivui*, y mezclas de las mismas.

Tras la inoculación, una velocidad de suministro de gas de alimentación inicial se establece eficaz para suministrar la población inicial de microorganismos. El gas efluente se analiza para determinar el contenido del gas efluente. Los resultados del análisis del gas se usan para controlar las velocidades de gas de alimentación. Tras alcanzar los niveles deseados, la fase de líquido y el material celular se retiran del reactor y se reabastecen con medio. En este aspecto, el biorreactor se opera para mantener una densidad celular de al menos aproximadamente 2 gramos/litro, y en otro aspecto, de aproximadamente 2 a aproximadamente 50 gramos/litro, en diversos aspectos diferentes, de aproximadamente 5 a aproximadamente 40 gramos/litro, de aproximadamente 5 a aproximadamente 30 gramos/litro, de aproximadamente 5 a aproximadamente 20 gramos/litro, de aproximadamente 5 a aproximadamente 15 gramos/litro, de aproximadamente 10 a aproximadamente 40 gramos/litro, de aproximadamente 10 a aproximadamente 30 gramos/litro, de aproximadamente 10 a aproximadamente 20 gramos/litro, y de aproximadamente 10 a aproximadamente 15 gramos/litro. La densidad celular se puede controlar a través del filtro de reciclado 600. En un aspecto relacionado, el biorreactor se opera para proporcionar un tiempo de retención de líquido de aproximadamente 10 a aproximadamente 400 horas, y en diversos aspectos, de aproximadamente 10 a aproximadamente 300 horas, de aproximadamente 10 a aproximadamente 200 horas, de aproximadamente 10 a aproximadamente 100 horas, de aproximadamente 10 a aproximadamente 75 horas, de aproximadamente 10 a aproximadamente 60 horas, de aproximadamente 10 a aproximadamente 50 horas, de aproximadamente 10 a aproximadamente 40 horas, de aproximadamente 10 a aproximadamente 30 horas, y de aproximadamente 10 a aproximadamente 20 horas. En este aspecto, el tiempo de retención de líquido (LRT) puede calcularse como se indica a continuación:

ES 2 609 302 T3

$$\text{LRT} = \frac{\text{volumen de líquido}}{\text{caudal del volumen de líquido neto (dentro o fuera)}}$$

El gas de síntesis se introduce en el biorreactor a una velocidad eficaz para mantener una presión en el biorreactor de al menos aproximadamente 1 psig (6,89 kPa), y en otro aspecto, una presión de aproximadamente 10 (68,95 kPa) a aproximadamente 250 psig (1,72 MPa). En diversos aspectos diferentes, la presión puede ser de aproximadamente 10 (68,95 kPa) a aproximadamente 200 psig (1,38 MPa), de aproximadamente 10 (68,95 kPa) a aproximadamente 100 psig (689,48 kPa), de aproximadamente 10 (68,95 kPa) a aproximadamente 75 psig (517,11 kPa), de aproximadamente 10 (68,95 kPa) a aproximadamente 50 psig (344,74 kPa), de aproximadamente 10 (68,95 kPa) a aproximadamente 25 psig (172,37 kPa), de aproximadamente 20 (137,90) a aproximadamente 250 psig (1,72 MPa), de aproximadamente 20 (137,90) a aproximadamente 200 psig (1,38 MPa), de aproximadamente 20 (137,90) a aproximadamente 100 psig (689,48 kPa), de aproximadamente 20 (137,90) a aproximadamente 75 psig (517,11 kPa), de aproximadamente 20 (137,90) a aproximadamente 50 psig (344,74 kPa), de aproximadamente 20 (137,90) a aproximadamente 25 psig (172,37 kPa), de aproximadamente 30 (206,84) a aproximadamente 250 psig (1,72 MPa), de aproximadamente 30 (206,84) a aproximadamente 200 psig (1,38 MPa), de aproximadamente 30 (206,84) a aproximadamente 100 psig (689,48 kPa), de aproximadamente 30 (206,84) a aproximadamente 75 psig (517,11 kPa), de aproximadamente 30 (206,84) a aproximadamente 50 psig (344,74 kPa), de aproximadamente 40 (275,79) a aproximadamente 250 psig (1,72 MPa), de aproximadamente 40 (275,79) a aproximadamente 200 psig (1,38 MPa), de aproximadamente 40 (275,79) a aproximadamente 100 psig (689,48 kPa), de aproximadamente 40 (275,79) a aproximadamente 75 psig (517,11 kPa), de aproximadamente 40 (275,79) a aproximadamente 50 psig (344,74 kPa), de aproximadamente 50 (344,74) a aproximadamente 250 psig (1,72 MPa), de aproximadamente 50 (344,74) a aproximadamente 200 psig (1,38 MPa), de aproximadamente 50 (344,74) a aproximadamente 100 psig (689,48 kPa), y de aproximadamente 50 (344,74) a aproximadamente 75 psig (517,11 kPa).

En un aspecto, en ciertos fermentadores de tamaño, el gas de síntesis se introduce en la entrada/tubo burbujeador de gas 120 a una velocidad de aproximadamente 10 a aproximadamente 50 pies³/s, y en otro aspecto, una velocidad de aproximadamente 25 a aproximadamente 35 pies³/s. La presión se controla a través del control de la velocidad a la que el gas de síntesis se introduce en la combinación con el control de la velocidad a la que el gas se expulsa del recipiente de reacción. La presión se puede medir en el espacio vacío superior del reactor o en el fondo del recipiente de reactor.

En un aspecto, los orificios del tubo burbujeador 550 y una caída de presión a través del orificio es importante para mejorar la velocidad de transferencia másica volumétrica de CO. Una caída de presión a través de los orificios del tubo burbujeador 550 ha de ser suficientemente alta como para asegurar la distribución de la burbuja de gas alrededor del conjunto de tubo burbujeador 540. En este aspecto, el burbujeo es eficaz para proporcionar una caída de presión a través de los orificios del tubo burbujeador 550 de aproximadamente 0,5 psi (3,45 kPa) a aproximadamente 2,5 psi (17,24 kPa), y en otro aspecto de aproximadamente 1 psi (6,89 kPa) a aproximadamente 2 psi (13,79 kPa). Los orificios del tubo burbujeador 550 proporcionan ventajas sobre otras formas de burbujeo. Por ejemplo, los orificios del tubo burbujeador 550 son eficaces para evitar el ensuciamiento, como puede producirse con los tubos burbujeadores de metal sinterizados. Adicionalmente, los orificios del tubo burbujeador 550 son eficaces para proporcionar tamaños de burbuja de gas consistentes que contribuyen hacia la transferencia másica mejorada.

Otro factor que puede afectar la velocidad de transferencia másica es el tiempo de retención del gas. En este aspecto, el biorreactor es eficaz para proporcionar un tiempo de retención de gas de al menos aproximadamente 2 minutos, y en otro aspecto, un tiempo de retención de gas de aproximadamente 2 minutos a aproximadamente 15 minutos, en y en otro aspecto de aproximadamente 5 a aproximadamente 10 minutos. El tiempo de retención de gas (GRT) se puede determinar de acuerdo con la siguiente fórmula:

$$\text{GRT} = \frac{\text{volumen de líquido}}{\text{caudal de gas (dentro o fuera)}}$$

La temperatura y la resistencia iónica también pueden tener un efecto en la velocidad de transferencia másica. En este aspecto, la temperatura del biorreactor es de aproximadamente 30 a aproximadamente 50 °C.

Una configuración alternativa del separador de gas 400 se muestra en la figura 5. En este aspecto, el separador de gas 400 se usa como un reactor de crecimiento durante el inicio. El separador de gas se configura para incluir un tubo burbujeador de separador de gas 600. El separador de gas también incluye un mezclador de separador de gas. El mezclador de separador de gas se puede configurar con cualquier aparato de mezcla conocido. Por ejemplo, la mezcla de gas se puede realizar con los impulsores (no mostrados) o con un fermentador de tipo de elevación de gas equipado con un tubo de aspiración 620. Como se muestra en la figura 5, el fermentador de elevación de gas es eficaz para hacer circular las burbujas 610 y las células alrededor del separador de gas 400. Pueden usarse otros

diseños de reactor, incluyendo un reactor de tipo burbuja, y el circuito de gas externo o reactor de tipo chorro.

La configuración de separador de gas alternativa se utiliza para inocular bacterias acetógenas en un medio contenido en una porción de separador de gas de un recipiente de reactor. El medio en el separador de gas llena al menos aproximadamente el 75 % de un volumen total del separador de gas, en otro aspecto, al menos aproximadamente el 80 %, en otro aspecto, al menos aproximadamente el 85 %, en otro aspecto, al menos aproximadamente el 90 %, y en otro aspecto, al menos aproximadamente el 95 %. El separador de gas se burbujea con gas de síntesis y se mezcla durante un tiempo eficaz para proporcionar una densidad celular diana. En este aspecto, la densidad celular diana será de aproximadamente 5 a aproximadamente 40 gramos/litro, y en diversos aspectos diferentes, de aproximadamente 5 a aproximadamente 30 gramos/litro, de aproximadamente 5 a aproximadamente 20 gramos/litro, de aproximadamente 5 a aproximadamente 15 gramos/litro, de aproximadamente 10 a aproximadamente 40 gramos/litro, de aproximadamente 10 a aproximadamente 30 gramos/litro, de aproximadamente 10 a aproximadamente 20 gramos/litro, y de aproximadamente 10 a aproximadamente 15 gramos/litro. Tras alcanzar una densidad celular diana, los niveles del medio se dejan elevar fuera del separador de gas y en el recipiente de reacción a los niveles previamente indicados. El burbujeo y la mezcla en el separador de gas se detienen y la fermentación continúa como se ha descrito previamente.

En otro aspecto, la densidad celular en el separador de gas se lleva a un nivel de al menos aproximadamente 3 gramos por litro o cualquiera de las otras densidades celulares descritas en el presente documento. Tras alcanzar una densidad celular de al menos aproximadamente 3 gramos por litro, el medio se añade a una velocidad eficaz para permitir que el nivel de densidad celular permanezca a un nivel de al menos aproximadamente 3 gramos por litro. Tras alcanzar un nivel medio deseado, el burbujeo y la mezcla en el separador de gas se detienen y continúa la fermentación como se ha descrito previamente.

Ejemplo

Se condujeron fermentaciones a escala de planta piloto para determinar el k_{La} . El k_{La} midió aproximadamente el STY (rendimiento de espacio-tiempo) de 60 g de etanol/(l·día). Se hizo una estimación de k_{La} forzando la reacción a la condición de limitación de transferencia másica, o una concentración de CO disuelto nula. Esto se logró realizando una reducción temporal en el caudal del gas o la velocidad de agitación de manera que hubiera un exceso de células para el gas disponible. En estas condiciones, el CO se hace reaccionar tan pronto como se disuelva de manera que la reacción esté limitada a la transferencia másica. El CO disuelto en la solución es el mismo que la diferencia entre el CO en el gas de alimentación y el CO en el producto. En un sistema limitado de transferencia másica, esta diferencia es la velocidad de transferencia másica en una condición dada.

La ecuación básica utilizada fue

$$k_{La} = C_{kLa} (P_g/V_1)^a v_{sg}^b$$

donde

- k_{La} = coeficiente de transferencia de masa (m^3 de gas/s/ m^3 de líquido)
- C_{kLa} = Constante para un sistema dado
- P_g = consumo de energía del agitador gasificado (W)
- V_1 = Volumen de líquido (m^3)
- v_{sg} = velocidad superficial de gas (m/s)
- a = constante de aumento
- b = constante de aumento

Se hicieron realizaciones a 6 psig (41,37 kPa) (presión de cabeza) y se hicieron mediciones en 60 g de etanol/(l·día) de STY. Los resultados fueron como se indica a continuación:

Realización	kW	Concentración celular (gramos/litro)	% de conversión de CO	k_{La}
1	1,6	6,9	87,0	1151,2
2	1,7	6,9	86,3	938,7
3	1,6	6,7	86,7	842,3
4	1,6	6,3	88,2	721,1
5	1,3	6,1	76,7	1028,1

ES 2 609 302 T3

Realización	kW	Concentración celular (gramos/litro)	% de conversión de CO	k _L a
6	1,1	6,1	67,7	820,2
7	0,9	6,5	64,3	759,2
8	0,7	6,3	57,4	610,4
9	1,7	6,0	89,0	973,0
10	1,6	7,0	90,3	851,2

Aunque la invención desvelada en el presente documento se ha descrito por medio de realizaciones específicas, ejemplos y aplicaciones de las mismas, numerosas modificaciones y variaciones se podrían hacer a la misma por los expertos en la técnica sin apartarse del alcance de la invención expuesta en las reivindicaciones

REIVINDICACIONES

1. Un proceso para la fermentación de gas de síntesis, comprendiendo el proceso:

introducir el gas de síntesis en un recipiente de reactor a través de un tubo burbujeador de gas, estando el tubo burbujeador de gas situado por debajo de un nivel de líquido en el recipiente de reactor, en el que el tubo burbujeador de gas incluye orificios que tienen un diámetro de 10 mm o menos, estando el gas de síntesis introducido de tal forma que la caída de presión del gas de síntesis a través del tubo burbujeador sea de 3,4 a 17,2 kPa (0,5 de 2,5 psi) y a un caudal eficaz para mantener una presión en el interior del recipiente de reactor de al menos 6,9 kPag (1 psig), en el que el gas de síntesis tiene una relación molar de CO/CO₂ de al menos 0,75; y

proporcionar una entrada de energía de agitación en el recipiente de reactor de 0,01 a 12 kvatios/m³ de medio, en el que el proceso es eficaz para proporcionar un coeficiente de transferencia másica de CO volumétrica de 100 a 1500 por hora y un STY de al menos 10 g de etanol/(l·día).

2. El proceso de la reivindicación 1, en el que la agitación en el recipiente de reactor se proporciona por uno o más de un agitador mecánico, inyección de gas, inyección de líquido y recirculación de líquido (recirculación por bombeo).

3. El proceso de la reivindicación 1 que comprende adicionalmente:

poner en contacto el gas de síntesis con al menos un impulsor de dispersión de gas situado por encima del tubo burbujeador de gas; y

mezclar el gas de síntesis con bacterias acetógenas con al menos un impulsor de mezcla situado por encima del impulsor de dispersión de gas,

en el que el impulsor de dispersión de gas y el impulsor de mezcla se conectan operativamente a un agitador a través de un eje motor, proporcionando el agitador una entrada de energía de agitación de 0,3 a 12 kvatios/m³ de medio.

4. El proceso de la reivindicación 1 o la reivindicación 3, en el que el tubo burbujeador de gas incluye orificios que tienen un diámetro de 2,5 mm o menos.

5. El proceso de la reivindicación 1 o la reivindicación 3, en el que el gas de síntesis se introduce en el recipiente de reactor a una velocidad de gas de 25 m/s o más a una salida de los orificios.

6. El proceso de la reivindicación 1 o la reivindicación 3, en el que los orificios en el tubo burbujeador están separados y apuntan en una dirección descendente.

7. El proceso de la reivindicación 1 o la reivindicación 3, en el que la energía de agitación es de 0,9 a 12 kvatios/m³.

8. El proceso de la reivindicación 1 o la reivindicación 3, en el que el gas de síntesis se introduce a un caudal eficaz para mantener una presión en el interior del recipiente de reactor de al menos 69 kPag (10 psig).

9. El proceso de la reivindicación 1 o la reivindicación 3, en el que el proceso es eficaz para proporcionar un coeficiente de transferencia másica de CO volumétrica de 200 a 1100 por hora.

10. El proceso de la reivindicación 1, en el que el recipiente de reactor incluye un gradiente de concentración de CO donde la concentración de CO cerca del tubo burbujeador de gas es mayor que a un nivel más alto del recipiente de reactor y/o en el que la relación de concentración de CO en una porción inferior del reactor con respecto a la concentración en una porción superior del reactor es de 100:1 a 10:1.

11. El proceso de la reivindicación 3, en el que el proceso es eficaz para proporcionar una densidad celular de al menos 2 gramos por litro.

12. El proceso de la reivindicación 3, en el que el proceso es eficaz para proporcionar un tiempo de retención de líquido de 10 a 400 horas y/o en el que el proceso es eficaz para proporcionar un tiempo de retención de gas de 2 a 15 minutos.

13. El proceso de la reivindicación 3, en el que el gas de síntesis tiene un contenido de CO de al menos el 20 % en moles y/o en el que el gas de síntesis incluye menos de 10 ppm de aromáticos oxigenados o no oxigenados.

14. El proceso de la reivindicación 3, en el que las bacterias acetógenas se seleccionan del grupo que consiste en *Acetogenium kivui*, *Acetoanaerobium noterae*, *Acetobacterium woodii*, *Alkalibaculum bacchi* CP11 (ATCC BAA-

1772), *Blautia producta*, *Butyribacterium methylotrophicum*, *Caldanaerobacter subterraneus*, *Caldanaerobacter subterraneus pacificus*, *Carboxydotherrmus hydrogenoformans*, *Clostridium aceticum*, *Clostridium acetobutylicum*, *Clostridium acetobutylicum* P262 (DSM 19630 de DSMZ Alemania), *Clostridium autoethanogenum* (DSM 19630 de DSMZ Alemania), *Clostridium autoethanogenum* (DSM 10061 de DSMZ Alemania), *Clostridium autoethanogenum* (DSM 23693 de DSMZ Alemania), *Clostridium autoethanogenum* (DSM 24138 de DSMZ Alemania), *Clostridium carboxidivorans* P7 (ATCC PTA-7827), *Clostridium coskatii* (ATCC PTA-10522), *Clostridium drakei*, *Clostridium ljungdahlii* PETC (ATCC 49587), *Clostridium ljungdahlii* ERI2 (ATCC 55380), *Clostridium ljungdahlii* C-01 (ATCC 55988), *Clostridium ljungdahlii* O-52 (ATCC 55889), *Clostridium magnum*, *Clostridium pasteurianum* (DSM 525 de DSMZ Alemania), *Clostridium ragsdali* P11 (ATCC BAA-622), *Clostridium scatologenes*, *Clostridium thermoaceticum*, *Clostridium ultunense*, *Desulfotomaculum kuznetsovii*, *Eubacterium limosum*, *Geobacter sulfurreducens*, *Methanosarcina acetivorans*, *Methanosarcina barkeri*, *Morrella thermoacetica*, *Morella thermoautotrophica*, *Oxobacter pfennigii*, *Peptostreptococcus productus*, *Ruminococcus productus*, *Thermoanaerobacter kivui* y mezclas de las mismas.

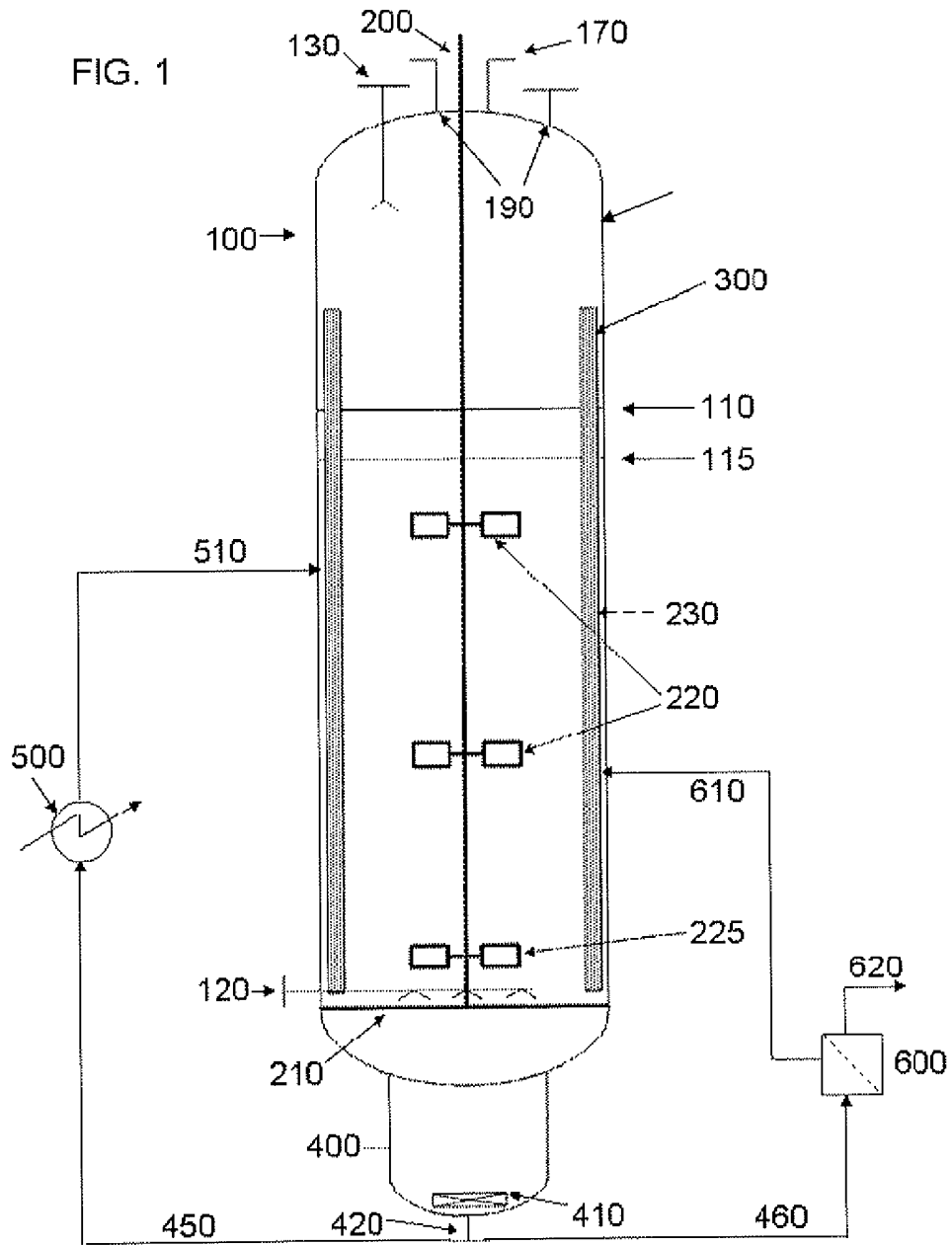


FIG. 2A

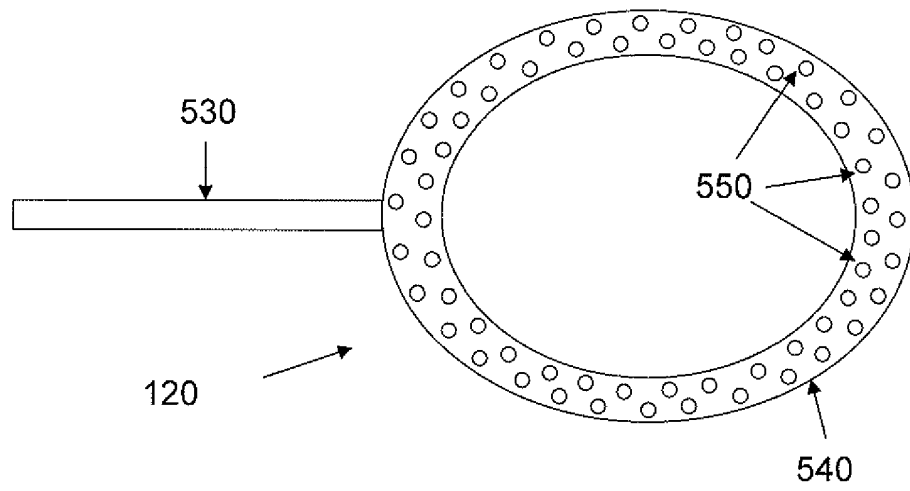


FIG. 2B

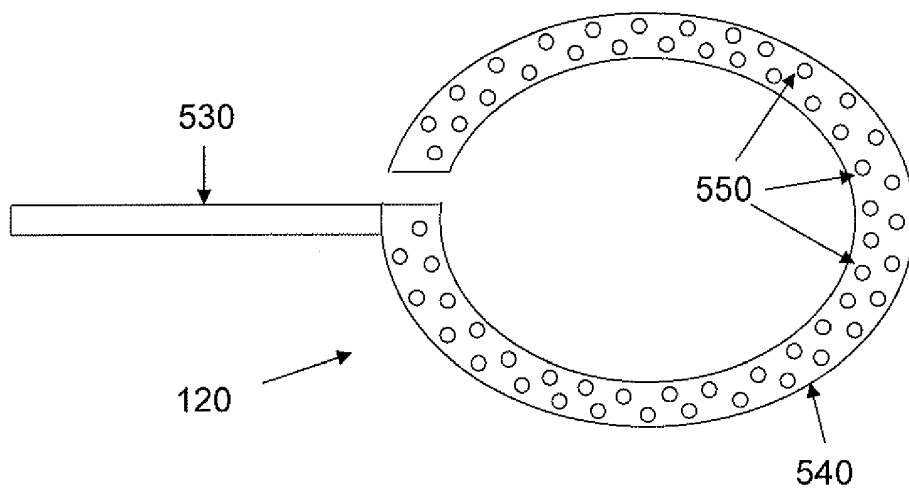


FIG. 3

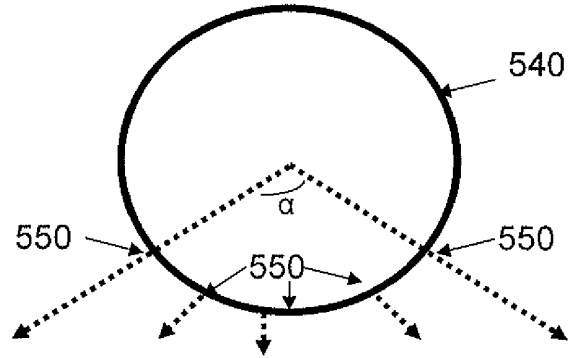


FIG. 4A

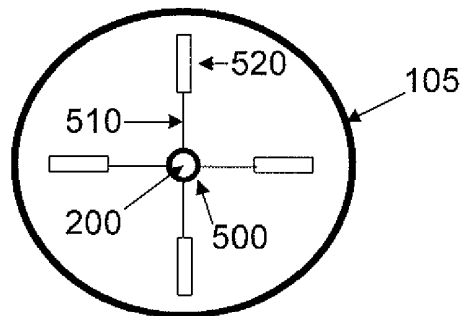


FIG. 4B

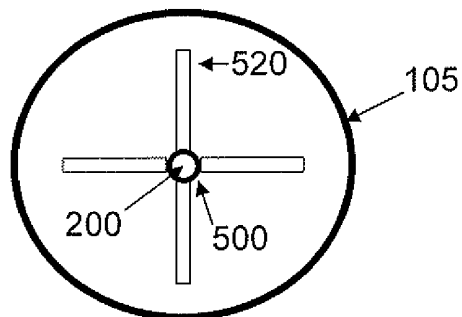


FIG. 5

