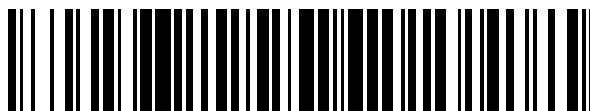


19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 727 779**

51 Int. Cl.:

C12P 7/06 (2006.01)

C12P 7/00 (2006.01)

C12M 1/06 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **14.09.2012 E 17153760 (8)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **24.04.2019 EP 3190188**

54 Título: **Proceso para elaborar compuestos orgánicos oxigenados a partir de monóxido de carbono e hidrógeno utilizando reactores de fermentación anaeróbica de tanque profundo**

30 Prioridad:

23.09.2011 US 201113243159

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

18.10.2019

73 Titular/es:

**SYNATA BIO, INC. (100.0%)
4575 Weaver Parkway, Suite 100
Warrenville, IL 60555, US**

72 Inventor/es:

**TOBEY, RICHARD E;
HICKEY, ROBERT y
TSAI, SHIH-PERNG**

74 Agente/Representante:

SÁEZ MAESO, Ana

ES 2 727 779 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

Proceso para elaborar compuestos orgánicos oxigenados a partir de monóxido de carbono e hidrógeno utilizando reactores de fermentación anaeróbica de tanque profundo

5

Campo de la invención

Esta invención se refiere a procesos para la puesta en marcha de sistemas anaeróbicos de fermentación de tanque profundo utilizados en la bioconversión anaerobia de hidrógeno, monóxido de carbono y dióxido de carbono en una corriente de sustrato gaseoso a compuestos orgánicos oxigenados tales como etanol.

10

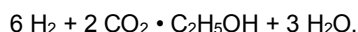
Antecedentes

Las fermentaciones anaerobias de hidrógeno y monóxido de carbono implican el contacto del gas del sustrato en un disolvente de fermentación líquida con microorganismos capaces de generar compuestos orgánicos oxigenados como etanol, ácido acético, propanol y n-butanol. La producción de estos compuestos orgánicos oxigenados requiere cantidades significativas de hidrógeno y monóxido de carbono. Por ejemplo, las ecuaciones teóricas para la conversión de monóxido de carbono e hidrógeno a etanol son:

15



20



Como se puede ver, la conversión de monóxido de carbono da como resultado la generación de dióxido de carbono. La conversión de hidrógeno implica el consumo de hidrógeno y dióxido de carbono, y esta conversión a veces se denomina conversión H_2/CO_2 . Para los propósitos del presente documento, se conoce como la conversión de hidrógeno.

25

Normalmente el sustrato de gas para monóxido de carbono e hidrógenos es, o se deriva de, un gas de síntesis (syngas) de la gasificación de materiales carbonosos, del reformado de gas natural y/o biogás de la digestión anaeróbica o de corrientes de gases de escape de diversos métodos industriales. El sustrato de gas contiene monóxido de carbono, hidrógeno y dióxido de carbono y usualmente contiene otros componentes tales como vapor de agua, nitrógeno, metano, amoniaco, sulfuro de hidrógeno y similares. (Para los propósitos del presente documento, todas las composiciones de gases se reportan en base seca, a menos que se indique lo contrario o que no esté claro en el contexto).

30

35

Estos gases de sustrato normalmente son más caros que las cantidades equivalentes de contenido de calor de los combustibles fósiles. Por lo tanto, subsiste el deseo de utilizar estos gases de manera eficiente hace productos de mayor valor. La viabilidad financiera de cualquier proceso de conversión, especialmente para productos químicos básicos como el etanol y el ácido acético, dependerá de los costes de capital, la eficiencia de la conversión del monóxido de carbono y el hidrógeno en los productos buscados y los costes de energía para efectuar la conversión.

40

Los procesos de fermentación de gas de síntesis sufren la escasa solubilidad del sustrato de gas, es decir, dióxido de carbono e hidrógeno, en la fase líquida del disolvente de fermentación en el que ocurren los procesos biológicos. Munasinghe, et al., en *Biomass-derived Syngas Fermentation in Biofuels: Opportunities and Challenges*, Biosource Technology, 101 (2010) 5013-5022, resumen los coeficientes volumétricos de transferencia de masa a medios de fermentación que se reportan en la literatura para gas de síntesis y monóxido de carbono en varias configuraciones del reactor y condiciones hidrodinámicas. Una serie de condiciones pueden mejorar la transferencia de masa de gas de síntesis a la fase líquida. Por ejemplo, aumentar el área interfacial entre la carga de gas y la fase líquida puede mejorar las velocidades de transferencia de masa.

45

50

Se han divulgado numerosos procesos para la conversión de monóxido de carbono e hidrógeno a compuestos oxigenados. Uno de dichos procesos suspende los microorganismos para la conversión en un disolvente acuoso contenido en un reactor de tanque agitado, tal como al utilizar un impulsor accionado por motor. Los reactores de fermentación de tanque agitado proporcionan muchas ventajas. Se dice que, para los reactores de tanque agitado, el aumento de la agitación del impulsor mejora la transferencia de masa a medida que se obtienen tamaños de burbuja más pequeños. También, la acción de agitación no solo distribuye la fase gaseosa en el disolvente acuoso, sino que también se puede controlar la duración del contacto entre las fases. Otro beneficio muy significativo es que la composición dentro del tanque agitado puede ser relativamente uniforme. Por ejemplo, Munasinghe, et al., en un artículo publicado más adelante, *Syngas Fermentation to Biofuel: Evaluation of Carbon Monoxide Mass Transfer Coefficient (kLa) in Different Reactor Configurations*, Biotechnol. Prog., 2010, Vol. 26, No. 6, pp 1616-1621, combinan un rociador (poros de 0.5 milímetros de diámetro) con mezcla mecánica en varias velocidades de rotación para proporcionar una transferencia de masa mejorada. Esta uniformidad permite un buen control del proceso de fermentación durante la operación de estado estable. Esto es de particular ventaja en la conversión anaeróbica de monóxido de carbono e hidrógeno a compuestos oxigenados en la que existen dos rutas de conversión. Por lo tanto, el dióxido de carbono generado a partir de la conversión de monóxido de carbono se encuentra próximo a la ruta de

55

60

65

consumo de hidrógeno que consume dióxido de carbono. La uniformidad facilita adicionalmente la adición de sustrato de gas fresco. Los problemas con los reactores de tanque agitado son los costes de capital, la cantidad significativa de energía consumida en la mezcla y agitación necesarias, y la necesidad de varias etapas para lograr una alta conversión de sustrato.

5 Bredwell, et al., en Reactor Design Issues for Synthesis-Gas Fermentations, Biotechnol. Prog., 15 (1999) 834-844, divulgan el uso de rociado de microburbujas con agitación mecánica. En la página 839 afirman:

“Cuando se utiliza el rociado de microburbujas, solo se debe aplicar suficiente energía al reactor para proporcionar una mezcla adecuada de líquidos. Por lo tanto, los impulsores de flujo axial diseñados para tener un bajo corte y una

10 alta capacidad de bombeo serían adecuados cuando se utilizan microburbujas en tanques agitados”.

Concluyen afirmando:

“Se necesita una capacidad mejorada para predecir y controlar las tasas de coalescencia para diseñar racionalmente biorreactores a escala comercial que empleen el rociado de microburbujas”. (pag. 841)

15 Otro tipo de aparato de fermentación es un reactor de fermentación de columna de burbujas en el que el gas de sustrato se introduce en el fondo del recipiente y se burbujea a través del disolvente acuoso (“reactor de burbujas”). Véase Munasinghe, et al., En Biomass-derived Syngas Fermentation in Biofuels: Opportunities and Challenges, Biosource Technology, 101 (2010) 5013-5022. Para lograr la transferencia de masa buscada de las fases de gas a líquido, los trabajadores han proporcionado la carga de gas a columnas de burbujas en forma de microburbujas. Los

20 autores reportan que, en un estudio, la transferencia de masa obtenida para un reactor de columna de burbujas fue mayor que la de un reactor de tanque agitado debido principalmente a la mayor área de superficie interfacial obtenida con el reactor de columna de burbujas. Ventajosamente, los reactores de fermentación de columna de burbujas a escala comercial son de diseño y construcción relativamente simples y requieren relativamente poca energía para funcionar.

25 En la solicitud de patente de Estados Unidos pendiente de tramitación [Expediente de abogado 2073], presentada en la misma fecha, se divulgan procesos para mejorar el rendimiento de fermentadores anaeróbicos a gran escala. En estos procesos, se utiliza un reactor que tiene una profundidad de disolvente acuosa de por lo menos aproximadamente 10 metros, y se suministra carga de gas al disolvente acuoso en forma de una dispersión de gas

30 en líquido estable. El disolvente acuoso se agita mecánicamente a una velocidad suficiente para proporcionar una composición en fase líquida relativamente uniforme dentro del disolvente acuoso sin afectar excesivamente de manera adversa a la dispersión de gas en líquido. Para los propósitos del presente documento, esto se conoce como un reactor de tanque de distribución de líquidos asistido mecánicamente, o reactor de tanque MLD. Por lo

35 menos una porción del gas residual del disolvente acuoso se recicla para obtener una eficiencia de conversión molar de hidrógeno total y monóxido de carbono en el sustrato de gas a un compuesto orgánico oxigenado de por lo menos aproximadamente el 80 por ciento en una sola etapa del reactor. De acuerdo con lo anterior, se pueden obtener ahorros de costes de capital y ahorros de energía en comparación con un reactor de tanque agitado convencional.

40 Para los propósitos del presente documento, tanto los reactores de fermentación en columna de burbujas profundas como los reactores de tanque MLD a gran escala que se suministran con dispersiones de carga de líquido en gas estables y que utilizan bajas velocidades de agitación, se denominan reactores de tanque profundo.

45 Los reactores de tanque profundo que utilizan microburbujas pueden proporcionar instalaciones económicamente atractivas para la conversión anaeróbica de gas de síntesis en compuestos orgánicos oxigenados, pero se presentan dificultades. En su artículo de revisión anterior, Munasinghe, et al., reportan que la transferencia de masa gas-líquido es la principal resistencia para la difusión de sustrato gaseoso. Los autores declaran en la página 5017:

“La operación a alta presión mejora la solubilidad del gas en la fase acuosa.

50 Sin embargo, a concentraciones más altas de sustratos gaseosos, especialmente CO, se inhiben los microorganismos anaeróbicos”.

Otros trabajadores han comprendido que la presencia de un exceso de monóxido de carbono puede afectar negativamente a los microorganismos y su rendimiento. Véanse los párrafos 0075 a 0077 y 0085 a 0086 de la solicitud de patente publicada de Estados Unidos No. 20030211585 (Gaddy, et al.) que divulgan un biorreactor de

55 tanque de agitación continua para la producción de etanol a partir de la fermentación microbiana. En el párrafo 0077, Gaddy, et al., declaran:

“La presencia de un exceso de CO desafortunadamente también resulta en una conversión pobre de H₂, lo que puede no ser económicamente favorable. La consecuencia de la operación prolongada bajo inhibición del sustrato es una pobre absorción de H₂. Esto eventualmente provoca la lisis celular y el necesario reinicio del reactor. Cuando este método tiene un resultado no deseado de la inhibición del sustrato de CO (la presencia de demasiado CO para las células disponibles) durante el crecimiento inicial del cultivo o posteriormente, la velocidad de carga del gas y/o la

60 velocidad de agitación se reducen hasta que se libera la inhibición del sustrato”.

En el párrafo 0085, Gaddy et al., discuten el suministro de monóxido de carbono e hidrógeno en exceso. Ellos

65 declaran:

“Se logra un ligero exceso de CO y H₂ al lograr una operación estable y luego aumentar gradualmente la velocidad de carga del gas y/o la velocidad de agitación (incrementos del 10% o menos) hasta que las conversiones de CO y H₂ simplemente comienzan a disminuir”.

5 Para reactores de tanque profundo, la altura del disolvente acuoso es un determinante principal del tiempo de contacto para que ocurra la bioconversión. Esta altura también es un determinante del cabezal estático en la porción inferior del reactor. Las presiones más altas dan como resultados tamaños de burbuja más pequeños y presiones parciales más altas, las cuales mejoran la eficiencia de transferencia de masa y la eficiencia de conversión del sustrato de gas en el reactor de fermentación. Por lo tanto, a escala comercial, los reactores de tanque profundo
10 tienen una profundidad de por lo menos aproximadamente 10 metros, preferiblemente por lo menos aproximadamente 15 metros, y utilizan microburbujas de carga de gas con en fin de lograr eficiencias de conversión molar de por lo menos aproximadamente el 60 por ciento del hidrógeno total y monóxido de carbono suministrado al reactor. Sin embargo, estos parámetros operativos aumentan el riesgo de inhibición de monóxido de carbono.

15 El riesgo de inhibición de monóxido de carbono en reactores de tanque profundo es más pronunciado en el arranque. Normalmente, al arranque, el reactor recibe un cultivo de microorganismos de una granja de semillas y el tamaño del cultivo es limitado, generalmente a aproximadamente el 10 por ciento o menos de la concentración del cultivo en el reactor en estado estable. El reactor luego se opera para obtener un crecimiento robusto del cultivo a la densidad buscada para la operación en estado estable. La concentración de cultivo muy diluida está más sujeta a
20 daños de lo que sería el cultivo más denso en estado estable. Especialmente con reactores a escala comercial, es decir, aquellos con capacidades líquidas de por lo menos 1 millón, y más a menudo por lo menos alrededor de 5, digamos, de 5 a 25 millones de litros, generalmente no está disponible un volumen de cultivo suficiente para llenar completamente la capacidad del reactor. En consecuencia, el reactor solo se puede llenar parcialmente con disolvente acuoso y el cultivo primero se debe cultivar para aumentar la densidad en esa porción llena. Luego, se
25 agrega líquido adicional al reactor, y el cultivo debe crecer más hasta densidades viables. Este proceso continúa hasta que el reactor de tanque profundo alcanza su capacidad buscada.

Para reducir el tiempo requerido para la puesta en marcha, se desea proporcionar suficiente sustrato a los microorganismos para un crecimiento robusto. Sin embargo, para reducir los riesgos de una sobredosis de los
30 microorganismos con monóxido de carbono, una práctica común ha sido el suministro insuficiente de sustrato de gas durante la puesta en marcha y, por lo tanto, extender la duración del proceso de puesta en marcha.

Por lo tanto, se buscan procesos para capturar los beneficios proporcionados por un sistema de fermentación de tanques profundos en condiciones de estado estable, sin embargo, se puede iniciar rápidamente el reactor de
35 tanques profundos sin un riesgo indebido de daño al cultivo de microorganismos.

Resumen de la invención

40 De acuerdo con un aspecto de la presente invención se proporciona un proceso para la bioconversión anaerobia de un sustrato de gas que comprende monóxido de carbono, hidrógeno y dióxido de carbono en un reactor de tanque profundo a escala comercial mediante el contacto del sustrato de gas con un disolvente acuoso que contiene microorganismos adecuados para convertir dicho sustrato a un compuesto orgánico oxigenado; dicho proceso comprende:

45 (a) recubrir dicho reactor por encima del disolvente acuoso en un espacio superior con un gas de espacio superior que comprende por lo menos uno de monóxido de carbono, hidrógeno, dióxido de carbono, nitrógeno, y alcano inferior a la exclusión esencial de oxígeno;
(b) suministrar de forma continua un gas de carga que comprende por lo menos una porción del sustrato de gas a dicho reactor;
50 (c) inyectar el sustrato de gas y una porción reciclada del disolvente acuoso a través de por lo menos un inyector, en el que se inyecta gas de carga en la porción inferior del reactor utilizando el disolvente acuoso reciclado como un líquido motriz para formar una dispersión de líquido y microburbujas que tienen un diámetro de menos de aproximadamente 500 micras;

55 en el que la concentración de monóxido de carbono se mantiene por debajo de esa cantidad que resulta en inhibición de monóxido de carbono mediante por lo menos uno de:

(i) ajustar la relación de gas a flujo de líquido a través de un inyector,
(ii) cambiar el índice de flujo de líquido a través de un inyector, y
60 (iii) ajustar la fracción en moles de monóxido de carbono en la carga de gas mediante mezcla del sustrato con por lo menos un otro gas para mantener una operación estable de la dispersión gas en líquido; y

en el que el reactor tiene una profundidad de por lo menos 10 metros.

65 De acuerdo con otro aspecto de la presente invención se proporciona un proceso para la bioconversión anaerobia de un sustrato de gas que comprende monóxido de carbono, hidrógeno y dióxido de carbono en un reactor de

tanque profundo a escala comercial mediante el contacto del sustrato de gas con un disolvente acuoso que contiene microorganismos adecuados para convertir dicho sustrato a compuesto orgánico oxigenado; dicho proceso comprende:

5 (a) recubrir dicho reactor por encima del disolvente acuoso en un espacio superior con un gas de espacio superior que comprende por lo menos uno de monóxido de carbono, hidrógeno, dióxido de carbono, nitrógeno, y alcano inferior a la exclusión esencial de oxígeno;

10 (b) suministrar de forma continua un gas de carga que comprende por lo menos una porción del sustrato de gas a una porción inferior de dicho reactor a una velocidad suficiente para mantener una concentración predeterminada de microorganismos en el disolvente acuoso;

15 (c) inyectar el sustrato de gas y una porción reciclada del disolvente acuoso a través de por lo menos un inyector, en el que se inyecta gas de carga en la porción inferior del reactor utilizando el disolvente acuoso reciclado como un líquido motriz para formar una dispersión de líquido y microburbujas que tienen un diámetro de menos de aproximadamente 500 micras;

20 (d) operar en un modo de retención sustancialmente líquido que mantiene altura suficiente del disolvente acuoso en el biorreactor;

en el que la transferencia de masa de monóxido de carbono al disolvente acuoso en el reactor se modula para mantener los microorganismos a la concentración predeterminada de la etapa (b) y la concentración de monóxido de carbono por debajo de esta cantidad que resulta en la inhibición de monóxido de carbono mediante por lo menos uno de:

25 (i) ajustar la relación de gas a flujo de líquido a través de un inyector,
 (ii) cambiar el índice de flujo de líquido a través de un inyector, y
 (iii) ajustar la fracción en moles de monóxido de carbono en el gas de carga al agregar gas de espacio superior al sustrato que comprenden el gas de carga,

30 en el que el reactor tiene una profundidad de por lo menos 10 metros.

También como se describe en este documento, un reactor de fermentación de tanque profundo para la bioconversión anaerobia de un sustrato de gas que comprende monóxido de carbono, hidrógeno y dióxido de carbono en un disolvente acuoso que contiene microorganismos adecuados para convertir dicho sustrato a compuesto orgánico oxigenado se pone en marcha utilizando una baja altura inicial de disolvente acuoso en el reactor y por lo menos un inyector utilizando un líquido motriz para modular el suministro de carga de gas al disolvente acuoso para proporcionar crecimiento robusto del cultivo de microorganismos mientras que reduce el riesgo de inhibición de monóxido de carbono. La modulación del suministro de carga de gas se logra al ajustar la relación de gas a flujo de líquido y el índice de flujo de líquido al inyector y al ajustar la fracción de moles del monóxido de carbono en la carga de gas mediante mezcla con por lo menos otro gas. El líquido motriz también proporciona una fuerza para provocar corrientes en el disolvente acuoso para reducir el riesgo de localizado sobre el suministro de monóxido de carbono.

45 Como se describe en este documento, los procesos de esta invención para poner en marcha un reactor de tanque profundo para la bioconversión anaerobia de un sustrato de gas que comprende monóxido de carbono, hidrógeno y dióxido de carbono en un disolvente acuoso que contiene microorganismos adecuados para convertir dicho sustrato a compuesto orgánico oxigenado comprenden:

50 a. recubrir dicho reactor por encima del disolvente acuoso en un espacio superior con por lo menos uno de dióxido de carbono, nitrógeno, y alcano inferior a la exclusión esencial de oxígeno;

b. proporcionar inicialmente el disolvente acuoso en el reactor a una profundidad menos de aproximadamente 10 metros, preferiblemente menos de aproximadamente 7 metros, y algunas veces menos de aproximadamente 5 metros, dicho disolvente acuoso que está bajo condiciones de fermentación y que tiene una concentración de dichos microorganismos de entre aproximadamente 0.03 y 3 gramos por litro;

55 c. suministrar de forma continua carga de gas a una porción inferior del reactor, dicha carga de gas está a una velocidad suficiente para aumentar la concentración de microorganismos, dicha carga de gas que comprende dicho sustrato de gas a una porción inferior de dicho reactor a través de por lo menos un inyector, preferiblemente 2 o más inyectores, utilizando un líquido motriz, preferiblemente derivado del disolvente acuoso, para formar microburbujas que tienen un diámetro de menos de aproximadamente 500 micras, preferiblemente entre aproximadamente 20 y 300 micras; y

60 d. aumentar de forma intermitente o continua el volumen del disolvente acuoso en dicho reactor a la capacidad deseada mientras que se aumenta la concentración de microorganismos a entre 3 y 500 veces que en la etapa (b), preferiblemente a entre aproximadamente 1 y 10 gramos por litro, en el que mediante por lo menos uno de:

65 (i) ajustar la relación de gas a flujo de líquido a través de un inyector,

(ii) cambiar el índice de flujo de líquido a través de un inyector, y
(iii) ajustar la fracción en moles de monóxido de carbono en la carga de gas mediante mezcla con por lo menos otro gas,

5 la transferencia de masa de monóxido de carbono al disolvente acuoso en el reactor se modula para obtener el crecimiento de la etapa (c) pero mantiene una concentración de monóxido de carbono en el disolvente acuoso por debajo de esa cantidad que resulta en inhibición de monóxido de carbono.

10 No es esencial que las etapas iniciales de la puesta en marcha se realicen utilizando microburbujas. Debido al volumen reducido de disolvente acuoso al inicio del arranque y, a menudo, a una baja concentración de microorganismos, normalmente es capaz de producir un compuesto orgánico oxigenado pequeño. Por lo tanto, las velocidades de transferencia de masa de monóxido de carbono e hidrógeno no son tan importantes económicamente como lo son en etapas posteriores de la puesta en marcha. De acuerdo con lo anterior, en un aspecto de la invención, una porción a esencialmente toda la carga de gas se puede suministrar como burbujas mayores de aproximadamente 500 micras, por ejemplo, de aproximadamente 1 hasta 5 micras. Sin embargo, las últimas etapas de los procesos de puesta en marcha de esta invención por lo menos aproximadamente 25, preferiblemente por lo menos aproximadamente 50, el porcentaje en volumen de la carga de gas se suministra en forma de microburbujas, especialmente después de la altura del disolvente acuoso en la profundidad. El reactor del tanque es por lo menos aproximadamente 8, a menudo por lo menos aproximadamente 5, metros.

20 En un aspecto preferido de los procesos de la invención, durante las fases iniciales del proceso de puesta en marcha, la altura del disolvente acuoso es suficientemente baja para que los inyectores se puedan utilizar bajo condiciones similares al venturi para permitir el reciclaje del gas del espacio superior. Si se desea, se puede utilizar un soplador para facilitar el logro de un índice de flujo deseado de gas de espacio superior de reciclaje.

25 Los inyectores pueden ser de cualquier diseño adecuado. Los inyectores a chorro, especialmente los inyectores de ranura, son generalmente los preferidos, particularmente cuando se alcanzan mayores alturas de disolvente acuoso en el proceso de arranque. Los inyectores de ranura tienen una alta relación de reducción con respecto al índice de flujo del líquido motriz por cada inyector utilizado, mientras que todavía proporcionan una buena formación de microburbujas. En general, el diámetro promedio de la burbuja disminuye a medida que aumenta el índice de flujo del líquido motriz. Las microburbujas más pequeñas tienen un área de superficie más alta por unidad de volumen que tiende a aumentar la velocidad de transferencia de masa del gas desde la microburbuja hasta el líquido circundante, mientras que todas las demás cosas permanecen iguales. El aumento del índice de flujo de líquido motriz a través de los inyectores también tiende a aumentar la agitación que mejora la mezcla axial de las microburbujas en el reactor, especialmente a niveles más bajos de disolvente acuoso utilizados al comienzo de la puesta en marcha. Al modular los índices de flujos de líquido y gas a los inyectores de ranura también es posible generar burbujas más grandes, por ejemplo, que tiene diámetros de más de 1 milímetro, para mejorar la mezcla del disolvente acuoso. Adicionalmente, la modulación permite generar un tamaño de microburbujas que resulta en una dispersión estable de gas en agua.

40 En aspectos preferidos de los procesos de esta invención, la carga de gas comprende gas reciclado del espacio superior y el gas reciclado se utiliza como un gas de modulación. Este modo de modulación se puede utilizar para controlar la fracción molar de monóxido de carbono en la carga de gas proporcionada por uno o más inyectores. El gas reciclado puede comprender esencialmente la totalidad de la carga de gas proporcionada por uno o más inyectores y proporcionar un efecto modulador sobre la concentración de monóxido de carbono disuelto en el disolvente acuoso. La composición del gas en el espacio superior cambiará a medida que avance el proceso de arranque. Por ejemplo, cuando el gas de recubrimiento en el espacio superior es inicialmente nitrógeno o dióxido de carbono, a medida que avanza el proceso, el monóxido de carbono sin reaccionar, el hidrógeno y el dióxido de carbono coproducto de la conversión del monóxido de carbono a compuesto orgánico oxigenado entrarán en el espacio superior. Por lo tanto, el gas reciclado se convertirá en una fuente de sustrato de gas para la carga de gas. Por lo tanto, a medida que el cultivo crece, el gas de reciclaje puede proporcionar una carga de gas con una fracción molar de monóxido de carbono más baja que la del gas de sustrato y, por lo tanto, proporcionar un efecto modulador. Este reciclaje aumenta ventajosamente la eficiencia de conversión del monóxido de carbono y el hidrógeno contenido en la carga fresca.

55 En otro aspecto preferido de los procesos de esta invención, se utilizan por lo menos dos inyectores y se secuencian con respecto a la densidad del cultivo en el disolvente acuoso y la altura del disolvente acuoso, es decir, el tiempo de contacto disponible entre las fases de gas y líquida en el reactor. Al secuenciar, un inyector puede estar apagado o puede tener una composición de carga de gas diferente que otro inyector o puede tener una velocidad de carga de líquido motriz diferente que otro inyector o puede tener una carga de gas diferente a la relación de carga de líquido motriz que otro inyector.

60 Como se describe en este documento, los procesos para poner en marcha un reactor de tanque profundo para la bioconversión anaerobia de un sustrato de gas que comprende monóxido de carbono, hidrógeno y dióxido de carbono en un disolvente acuoso que contiene microorganismos adecuados para convertir dicho sustrato a compuesto orgánico oxigenado comprende:

a. recubrir dicho reactor por encima del disolvente acuoso en un espacio superior con por lo menos uno de dióxido de carbono, nitrógeno, y alcano inferior a la exclusión esencial de oxígeno;

5 b. suministrar de forma continua carga de gas a una porción inferior de dicho reactor, dicha carga de gas está a una velocidad suficiente para aumentar la concentración de microorganismos, dicha carga de gas que comprende dicho sustrato de gas a una porción inferior de dicho reactor a través de por lo menos un inyector, preferiblemente 2 o más inyectores, utilizando un líquido motriz, preferiblemente derivado del disolvente acuoso, para formar microburbujas que tienen un diámetro de menos de aproximadamente 500 micras, preferiblemente entre aproximadamente 20 y 300 micras; y

10 c. operar en sustancialmente un modo de retención de líquidos hasta la concentración de microorganismos está entre 3 y 500 veces que en la etapa (b), preferiblemente a entre aproximadamente 1 y 10 gramos por litro.

Un modo de retención de líquido connota una operación del reactor en la que sustancialmente no se retira del agua del reactor disolvente para los propósitos de una corriente de producto o purga. Preferiblemente, la concentración del compuesto orgánico oxigenado en el disolvente acuoso se mantiene por debajo de la que afecta indebidamente la tasa de crecimiento del cultivo de microorganismos. Preferiblemente, el volumen del disolvente acuoso aumenta durante la puesta en marcha, y la concentración del compuesto orgánico oxigenado se mantiene por debajo de la que afecta de manera adversa la tasa de crecimiento del cultivo de microorganismos al aumentar de forma intermitente o continua el volumen de Disolvente acuoso en el reactor.

15 Como se discutió anteriormente, las etapas iniciales de la puesta en marcha pueden comprender el suministro de gas como burbujas más grandes que las microburbujas.

Breve descripción de los dibujos

25 La Figura 1 es una representación esquemática de un reactor de fermentación en columna de burbujas profunda capaz de utilizar los procesos de esta invención para la puesta en marcha.

30 La Figura 2 es una gráfica de secuencias representativa para un tipo de inicio que utiliza los procesos de esta invención.

La Figura 3 es una representación esquemática de un reactor de mezcla líquido profundo capaz de utilizar los procesos de esta invención para la puesta en marcha.

35 Discusión detallada

Definiciones

40 Compuesto orgánico oxigenado significa uno o más compuestos orgánicos que contienen de dos a seis átomos de carbono seleccionados del grupo de ácidos carboxílicos y sales alifáticas, alcoholes y sales de alcóxido y aldehídos. A menudo, el compuesto orgánico oxigenado es una mezcla de compuestos orgánicos producidos por los microorganismos contenidos en el disolvente acuoso.

45 La inhibición del monóxido de carbono significa que los microorganismos se ven afectados adversamente por una alta concentración de monóxido de carbono disuelto en el disolvente acuoso, lo que resulta en una reducción significativa, por ejemplo, reducida en por lo menos un 15 por ciento, la conversión de monóxido de carbono o hidrógeno por gramo de células activas por litro. Todas las demás condiciones siguen siendo las mismas. Una alta concentración de monóxido de carbono disuelto significa que se produce una mayor conversión de monóxido de carbono o hidrógeno por gramo de células activas por litro a una concentración disuelta más baja de monóxido de carbono. El efecto inhibitorio puede ocurrir en una región localizada en el disolvente acuoso; sin embargo, la aparición de una inhibición de monóxido de carbono se observa normalmente al evaluar la tasa de actividad específica, es decir, la masa bioconsumida por masa de microorganismo activo por unidad de tiempo, que bajo condiciones de estado estable se puede aproximar mediante la conversión general para el volumen de Disolvente acuoso en el reactor. La concentración de monóxido de carbono disuelto en el disolvente acuoso que resulta en la inhibición de monóxido de carbono varía dependiendo de la cepa del microorganismo y las condiciones de fermentación.

55 Disolvente acuoso significa una fase acuosa líquida que puede contener compuestos disueltos que incluyen, pero no se limitan a, hidrógeno, monóxido de carbono y dióxido de carbono.

60 Puesta en marcha de un reactor significa para los propósitos del presente documento, la operación de comenzar el bioconsumo de monóxido de carbono por microorganismos en el reactor parcialmente lleno de disolvente acuoso y agregar agua de forma continua o intermitente para aumentar el volumen de disolvente acuoso en el reactor. La puesta en marcha continúa por lo menos hasta que ya no se busquen aumentos adicionales en el volumen del disolvente acuoso, independientemente de la densidad celular del microorganismo. Preferiblemente, la puesta en marcha continúa hasta que el compuesto orgánico oxigenado se produce a una velocidad suficiente para la recuperación continua del producto.

La exclusión esencial de oxígeno significa una concentración de oxígeno molecular en un gas de menos de aproximadamente 200, preferiblemente menos de aproximadamente 100, partes por millón en volumen.

5 Intermitentemente significa de vez en cuando y puede estar en intervalos de tiempo regulares o irregulares.

Una concentración del compuesto orgánico oxigenado por debajo de la cual afecta adversa e indebidamente la tasa de crecimiento del cultivo de microorganismos dependerá del tipo de microorganismo y del compuesto orgánico oxigenado. Un efecto excesivamente adverso en la tasa de crecimiento significa que se observa una disminución significativa, generalmente de por lo menos un 20 por ciento, en la tasa de crecimiento de los microorganismos en comparación con la tasa de crecimiento observada en un disolvente acuoso que tiene aproximadamente 10 gramos por litro de compuesto orgánico oxigenado en ella, todos los demás parámetros son sustancialmente iguales.

15 Uniformidad en la dispersión de la fase gaseosa significa que las microburbujas de gas en cualquier punto del disolvente acuoso tienen una fracción molar de monóxido de carbono que no varía en más del 20 por ciento.

20 Dispersión estable de gas en líquido significa una mezcla de burbujas de gas en líquido en el que las burbujas fluyen predominantemente en la misma dirección que el líquido, y la dispersión es lo suficientemente estable como para que exista en todo el disolvente acuoso, incluso si los tamaños de las burbujas cambian y existen burbujas más grandes.

Visión general

25 Los procesos descritos en este documento se refieren a poner en marcha reactores de fermentación tanques profundos para la conversión anaeróbica de un sustrato de gas que contiene monóxido de carbono, hidrógeno y dióxido de carbono en un compuesto orgánico oxigenado tal como etanol, ácido acético, propanol, ácido propiónico, butanol y ácido butírico. Los procesos permiten un rápido crecimiento del cultivo de microorganismos en el reactor y evitan la inhibición de monóxido de carbono.

30 Sustrato y gas de carga.

La fermentación anaeróbica para producir un compuesto orgánico oxigenado utiliza un sustrato que comprende monóxido de carbono, dióxido de carbono e hidrógeno, siendo este último la ruta de conversión del hidrógeno. La carga de gas contendrá normalmente nitrógeno y metano además de monóxido de carbono e hidrógeno. El gas de síntesis es una fuente de dicho sustrato de gas. El gas de síntesis se puede hacer de muchas materias primas carbonosas. Estas incluyen fuentes de hidrocarburos tales como gas natural, biogás, biomasa, especialmente biomasa de madera, gas generado por reformado de materiales que contienen hidrocarburos, turba, coque de petróleo, carbón, material de desecho como residuos de la construcción y demolición, residuos sólidos municipales y gas de vertederos. El gas de síntesis es normalmente producido por un gasificador. Cualquiera de las fuentes de biomasa mencionadas anteriormente son adecuadas para producir gas de síntesis. El gas de síntesis producido de este modo contendrá normalmente de 10 a 60% moles de CO, de 10 a 25% moles de CO₂ y de 10 a 60% moles de H₂. El gas de síntesis también puede contener N₂ y CH₄, así como componentes traza, como H₂S y COS, NH₃ y HCN. Otras fuentes del sustrato de gas incluyen gases generados durante el procesamiento de petróleo y petroquímicos. Estos gases pueden tener composiciones sustancialmente diferentes a las de gas de síntesis típicas, y pueden ser esencialmente hidrógeno puro o monóxido de carbono esencialmente puro. El sustrato de gas se puede obtener directamente de la gasificación o del petróleo y del procesamiento petroquímico o se puede obtener al mezclar dos o más corrientes. También, el sustrato de gas se puede tratar para eliminar o alterar la composición, lo que incluye, pero no se limita, la eliminación de componentes por absorción química o física, separación por membrana y reacción selectiva. Los componentes se pueden agregar al sustrato de gas, tales como nitrógeno o gases adyuvantes, tales como amoníaco y sulfuro de hidrógeno.

50 Para facilitar la lectura, el término gas de síntesis se utilizará en este documento y se intentará incluir estos otros sustratos de gas.

55 Reactores de fermentación de tanque profundo y recubrimiento

El reactor de fermentación de tanque profundo puede tomar cualquier forma que proporcione una profundidad sustancial de disolvente acuoso. El reactor de tanque profundo tiene un volumen suficiente para que el proceso de fermentación sea comercialmente viable. Preferiblemente, los reactores de tanque profundo están diseñados para contener por lo menos 1 millón, y más preferiblemente por lo menos aproximadamente 5, por ejemplo, de 5 a 25 millones de litros de disolvente acuoso. Estos reactores se caracterizan por tener una altura de por lo menos aproximadamente 10, a menudo entre aproximadamente 10 y 30 metros, y una relación de aspecto de altura a diámetro de por lo menos aproximadamente 0.5:1, por ejemplo, de 0.5:1 a 5:1, preferiblemente entre alrededor de 0.75:1 a 3:1. A menudo, los reactores a escala comercial se caracterizan por un ancho de por lo menos aproximadamente 5, preferiblemente por lo menos aproximadamente 7, por ejemplo, entre aproximadamente 7 y 30 metros. Si bien los reactores son normalmente circulares en sección transversal, se pueden utilizar otras

configuraciones de sección transversal siempre que se obtenga uniformidad en la fase líquida. La profundidad del disolvente acuoso bajo condiciones de producción en estado estable ocupará casi toda la altura del reactor de fermentación. La altura del disolvente acuoso establecerá un gradiente de presión hidrostática a lo largo del eje del reactor.

5 El reactor de tanque profundo puede ser un reactor de mezcla líquida o preferiblemente un reactor de columna de burbujas. Los reactores de columna de burbuja pueden contener dispositivos que promueven el flujo axial, como deflectores, tubos de arrastre descendente y similares, aunque estos dispositivos aumentan los costes de capital de los reactores. Por lo tanto, la mayoría de los reactores de columna de burbuja no contienen estos dispositivos.

10 Los reactores de mezcla líquida utilizan uno o más agitadores mecánicos. La agitación mecánica debería ser suficiente para promover la uniformidad de la composición líquida a través del reactor y no necesita, y preferiblemente no se utiliza, como generador de una fracción significativa de las microburbujas. Por lo general, se utilizan dos o más agitadores mecánicos a diferentes alturas con reactores de mayor relación de aspecto. El diseño de agitadores mecánicos para reactores de tanque agitado y su posicionamiento dentro de los reactores para tanques de diámetro muy grande está dentro de la capacidad de un diseñador de reactor de tanque agitado. Las paletas laterales o los mezcladores de montaje lateral con impulsores se utilizan con frecuencia. Los impulsores de flujo axial a veces se utilizan para tanques profundos de menos de aproximadamente 5 o 7 metros de diámetro. Preferiblemente, el diseño de los agitadores mecánicos y el posicionamiento dentro del reactor tienen en cuenta los costes de energía al generar el flujo de líquido para obtener la uniformidad del disolvente acuoso en el reactor.

20 Al utilizar un fluido motriz en un inyector para generar las microburbujas para la dispersión, en lugar de la agitación mecánica, se obtienen ahorros de energía. Más aún, los inyectores pueden proporcionar un mejor control sobre el tamaño de las microburbujas. La agitación mecánica preferiblemente no es tan robusta como para provocar un daño indebido a los microorganismos, pero aún es suficiente para lograr la uniformidad deseada de la fase líquida en todo el reactor. Un reactor de mezcla líquida puede contener deflectores u otros dispositivos de dirección de flujo estático.

25 Como la fermentación es anaeróbica, el reactor de fermentación de tanque profundo debe estar sellado y no contener cantidades perjudiciales de oxígeno, generalmente menos de 200, preferiblemente menos de aproximadamente 100, partes por millón en volumen en el gas de recubrimiento o en la carga de gas u otra fuente. De acuerdo con lo anterior, para la puesta en marcha, el recipiente se debe llenar con un gas que no contenga oxígeno reactivo. Aunque se puede utilizar una amplia variedad de gases para el recubrimiento, tales como los gases que contienen dióxido de carbono, nitrógeno o alcano inferior, por ejemplo, alcano de 1 a 3 átomos de carbono tal como metano y gas natural, las consideraciones de coste y disponibilidad cumplen una función en la selección del gas de recubrimiento, así como su aceptabilidad para el proceso de fermentación anaeróbica y las operaciones unitarias subsiguientes. Por lo tanto, el metano y otros hidrocarburos normalmente gaseosos no son los preferidos. También, se puede utilizar gas de escape de uno o más reactores o reactores de fermentación anaeróbica para el recubrimiento inicial, especialmente si la concentración de monóxido de carbono en el gas de escape está por debajo de aproximadamente 20, preferiblemente por debajo de aproximadamente 15 por ciento en moles.

30 Los procesos de esta invención, como se discutió anteriormente, pueden utilizar efectivamente estos gases de recubrimiento. Una vez iniciado el arranque, la composición del gas en el espacio superior cambiará a medida que el monóxido de carbono sin reaccionar y el hidrógeno y otros componentes contenidos en el gas de síntesis que no se consumen durante el paso inicial a través del disolvente acuoso, se mezclarán con el gas existente en el espacio superior. Los gases de recubrimiento iniciales preferidos comprenden de 0 a aproximadamente 50, preferiblemente de 0 a aproximadamente 20, en moles por ciento de monóxido de carbono; 0 a aproximadamente 70 por ciento en moles de dióxido de carbono; 0 a aproximadamente 50, preferiblemente 0 a aproximadamente 20, porcentaje en moles de hidrógeno; 0 a 100 por ciento en moles de nitrógeno y 0 a 100 por ciento en moles de alcano inferior.

40 El recubrimiento puede efectuarse de cualquier manera adecuada siempre que el oxígeno reactivo se elimine sustancialmente.

55 Compuestos oxigenados y microorganismos.

La puesta en marcha del reactor de tanque profundo implica proporcionar un cultivo de microorganismos, o inoculante, en un disolvente acuoso al reactor y luego hacer crecer el cultivo y aumentar la altura del disolvente acuoso al nivel objetivo para la producción en estado estable. Los compuestos orgánicos oxigenados producidos en los procesos de esta invención dependerán del microorganismo utilizado para la fermentación y las condiciones de fermentación. Las bioconversiones de CO y H₂/CO₂ a ácido acético, n-butanol, ácido butírico, etanol y otros productos son bien conocidas. Por ejemplo, una descripción concisa de las rutas bioquímicas y energéticas de dichas bioconversiones ha sido resumida por Das, A. y L.G. Ljungdahl, Electron Transport System in Acetogens and by Drake, H.L. and K. Kusel, Diverse Physiologic Potential of Acetogens, que aparecen respectivamente como los capítulos 14 y 13 de Biochemistry and Physiology of Anaerobic Bacteria, L.G. Ljungdahl eds., Springer (2003). Se puede utilizar cualquier microorganismo adecuado que tenga la capacidad de convertir los componentes de gas de síntesis: CO, H₂, CO₂ individualmente o en combinación entre sí o con otros componentes que están normalmente

presentes en gas de síntesis. Los microorganismos adecuados y/o las condiciones de crecimiento pueden incluir aquellos divulgados en la Solicitud de Patente de Estados Unidos No. de serie 11/441,392, presentada el 25 de mayo de 2006, titulada "Indirect Or Direct Fermentation of Biomass to Fuel Alcohol", que describe un cultivo biológicamente puro del microorganismo. Clostridium carboxidivorans que tiene todas las características de identificación de ATCC no. BAA-624; Patente de Estados Unidos 7,704,723, titulada "Isolation and Characterization of Novel Clostridial Species", que describe un cultivo biológicamente puro del microorganismo Clostridium ragsdalei que tiene todas las características de identificación de ATCC No. BAA-622; ambas de las cuales se incorporan en el presente documento por referencia en su totalidad. El Clostridium carboxidivorans se puede utilizar, por ejemplo, para fermentar gas de síntesis a etanol y/o n-butanol. El Clostridium ragsdalei se puede utilizar, por ejemplo, para fermentar gas de síntesis a etanol.

Los microorganismos y las condiciones de crecimiento adecuados incluyen las bacterias anaerobias Butyribacterium methylotrophicum, que tienen las características de identificación de ATCC 33266 que se pueden adaptar a CO y utilizar, y esto permitirá la producción de n-butanol así como también ácido butírico como se indica en las referencias: "Evidence for Production of n-Butanol from Carbon Monoxide by Butyribacterium methylotrophicum", Journal of Fermentation and Bioengineering, vol. 72, 1991, p. 58-60; "Production of butanol and ethanol from synthesis gas via fermentation," FUEL, vol. 70, May 1991, p. 615-619. Otros microorganismos adecuados incluyen: Clostridium Ljungdahlii, con cepas que tienen las características de identificación de ATCC 49587 (US-A-5,173,429) y ATCC 55988 y 55989 (US-A- 6,136,577) que permitirán la producción de etanol y ácido acético; Clostridium autoethanogemum sp. nov., una bacteria anaerobia que produce etanol a partir de monóxido de carbono. Jamal Abrini, Henry Naveau, Edmond-Jacques Nyns, Arch Microbiol., 1994, 345-351; Archives of Microbiology 1994, 161: 345-351; y Clostridium Coskatii que tiene las características de identificación de ATCC No. PTA-10522 presentada como número de serie de EE.UU. 12/272320 el 19 de marzo de 2010.

Disolvente acuoso y condiciones de fermentación.

El disolvente acuoso comprenderá una suspensión acuosa de microorganismos y varios suplementos de medios. Los microorganismos adecuados generalmente viven y crecen bajo condiciones anaeróbicas, lo que significa que el oxígeno disuelto está esencialmente ausente del líquido de fermentación. Los diversos adyuvantes del disolvente acuoso pueden comprender agentes tamponantes, metales traza, vitaminas, sales, etc. Los ajustes en el disolvente pueden inducir diferentes condiciones en diferentes momentos, tales como condiciones de crecimiento y no crecimiento, que afectarán la productividad de los microorganismos. La Patente de Estados Unidos referenciada anteriormente 7,704,723 divulga las condiciones y los contenidos de disolvente acuoso adecuado para la bioconversión de CO y H₂/CO₂ utilizando microorganismos anaeróbicos.

La parte superior de las zonas de fermentación de columna de burbujas profundas puede estar bajo presión, a presión atmosférica o por debajo de la presión ambiente. El disolvente se mantiene bajo condiciones de fermentación anaeróbica, que incluye una temperatura adecuada, por ejemplo, entre 25° y 60°C, frecuentemente en el rango de aproximadamente 30° a 40°C. Las condiciones de fermentación, incluyen la densidad de microorganismos, composición de disolvente acuoso y profundidad de zona de fermentación son preferiblemente suficientes para lograr la eficiencia de conversión buscada del hidrógeno y el monóxido de carbono.

El tiempo de residencia promedio del gas en la zona de fermentación (tiempo promedio para que la burbuja se mueva desde el punto de introducción a la superficie superior del disolvente) dependerá no solo de la profundidad del disolvente acuoso sino también del tamaño de la burbuja. Cuando se introduce y el fluido interno fluye en el reactor. Por lo tanto, el tiempo de residencia cambiará a medida que aumenta la altura del disolvente acuoso durante la puesta en marcha.

Inicio de puesta en marcha:

Para la puesta en marcha, el recipiente se carga inicialmente con un disolvente acuoso que contiene una combinación de microorganismos y nutrientes hasta una altura de aproximadamente 10 metros, preferiblemente entre aproximadamente 1.5 y 5 o 7 metros. Al mantener un bajo nivel de disolvente acuoso y una baja presión en la cabeza, la velocidad de transferencia de monóxido de carbono de la fase gaseosa a la fase líquida se puede modular fácilmente, reduciendo de esta manera el riesgo de inhibición de monóxido de carbono. Otra ventaja proporcionada al utilizar el bajo nivel de disolvente acuoso al inicio de la puesta en marcha es que la relación de flujo de líquido de movimiento a volumen de disolvente acuoso puede ser mayor y, por lo tanto, mejorar la mezcla del disolvente acuoso y proporcionar una distribución más uniforme de la fase de gas en el disolvente acuoso, especialmente para reactores de columna de burbujas, profundos. Particularmente, cuando se utiliza más de un inyector, se puede utilizar un inyector únicamente con el fin de proporcionar una mezcla, es decir, el inyector solo introduce líquido motriz.

El disolvente acuoso inicial normalmente comprende una cantidad de inoculación del disolvente acuoso de una granja de semillas o microorganismo liofilizado o inactivo de otra manera siendo el resto una carga acuosa que contiene nutrientes y otros adyuvantes para la fermentación. La densidad inicial de los microorganismos en la carga inicial está entre aproximadamente 0.03 y 3, a menudo entre aproximadamente 0.05 y 1, gramos por litro.

La concentración inicial de monóxido de carbono disuelto en el disolvente acuoso debe ser suficiente para permitir que los microorganismos se nutran, pero preferiblemente por debajo de la saturación bajo las condiciones de la fermentación, por ejemplo, en el rango de 0.01 a 0.1 milimol de monóxido de carbono disuelto por litro de disolvente acuoso.

El suministro de gas del sustrato puede comenzar antes, simultáneamente y poco después de que el disolvente acuoso inicial se haya inoculado con el cultivo de microorganismos. El monóxido de carbono en el sustrato de gas se debe suministrar a una velocidad y bajo condiciones en las que la velocidad de transferencia de masa al disolvente acuoso se aproxima a la tasa a la que el cultivo de microorganismos en el disolvente acuoso convierte el monóxido de carbono, manteniendo de esta manera la concentración de monóxido de carbono disuelto por debajo de los niveles que son inhibidores. Una serie de factores afecta la velocidad de transferencia de masa, que incluye, pero no se limita, la fracción molar de monóxido de carbono en la fase gaseosa, la concentración de monóxido de carbono en la fase líquida adyacente, el tamaño de las burbujas de gas y la presión hidrostática.

El equilibrio entre proporcionar suficiente sustrato de gas para el crecimiento robusto de microorganismos y la inhibición de monóxido de carbono durante la operación de puesta en marcha se puede monitorizar de cualquier manera conveniente. Por ejemplo, el suministro de carga de gas, la concentración de monóxido de carbono en la carga de gas y el tamaño de las microburbujas se pueden establecer con base en el mantenimiento de una concentración constante de monóxido de carbono en el disolvente acuoso. Otros parámetros que se pueden monitorizar y utilizar para ajustar estas variables incluyen el consumo neto de monóxido de carbono e hidrógeno, la producción neta de dióxido de carbono, la densidad de microorganismos y la tasa de producción de compuestos orgánicos oxigenados. De manera similar, el suministro de carga de gas, la concentración de monóxido de carbono en la carga de gas y el tamaño de la microburbuja se pueden ajustar para proporcionar una velocidad de transferencia de masa de monóxido de carbono al disolvente acuoso que coincida con la tasa de consumo de monóxido de carbono por el cultivo de microorganismos en el disolvente acuoso. Por lo tanto, a medida que el cultivo crece, la modulación se produce para aumentar la transferencia de masa para satisfacer las necesidades del cultivo. El tamaño del cultivo se puede derivar al determinar la densidad de células vivas o a través de la aproximación desde la densidad óptica del disolvente.

Inyección de carga de gas

Los procesos de esta invención utilizan por lo menos un inyector que utiliza un fluido motor para suministrar carga de gas al disolvente acuoso. La carga de gas incluye gas de síntesis fresco u otro gas de sustrato, así como gas reciclado del espacio superior y cualquier otro gas alimentado al reactor para cualquier propósito, que incluye, pero no se limita a, adyuvantes y diluyentes gaseosos. Preferiblemente, el reactor contiene 2 o más inyectores, y los reactores a escala comercial a menudo contendrán por lo menos 2, a menudo de 4 a 8 o 10, laterales de inyectores con hasta 100 o más inyectores. El número de inyectores utilizados se selecciona normalmente con base en la capacidad para poder transferir cantidades adecuadas de sustrato de gas bajo condiciones de operación en estado estable y para mejorar la uniformidad de la sección transversal de la fase gaseosa en el reactor. Como la cantidad de sustrato de gas que necesita el cultivo durante la puesta en marcha es menor que la requerida en la operación comercial a plena capacidad, se proporciona flexibilidad en el uso de inyectores para las operaciones de puesta en marcha. Por ejemplo, la carga de gas se puede suministrar al disolvente acuoso durante el arranque con solo uno o unos pocos inyectores, mientras que los inyectores restantes se apagan o se utilizan para reciclar el líquido en el recipiente para mejorar la mezcla y uniformidad en todo el disolvente acuoso. Se utilizarían más inyectores para suministrar carga de gas a medida que avanza la puesta en marcha para satisfacer las necesidades de nutrición del cultivo. Para los propósitos en este documento, esto se conoce como secuenciación de inyectores.

Los inyectores pueden ser mezcladores/aireadores de chorro o inyectores de ranura. Se prefieren los inyectores de ranura, una forma de la cual se divulga en la Patente de Estados Unidos No. 4,162,970. Estos inyectores operan utilizando un líquido motriz. Los inyectores, especialmente los inyectores de ranura, son capaces de operar en un amplio rango de índices de flujos de líquidos y gases y, por lo tanto, son capaces de reducir significativamente la capacidad de transferencia de gas. Los inyectores se caracterizan por tener boquillas de por lo menos aproximadamente 1, a menudo aproximadamente 1.5 a 5, por ejemplo, de 2 a 4, centímetros como la dimensión de la sección transversal en el caso de los inyectores de chorro o como la dimensión de la sección transversal más pequeña en el caso de inyectores de ranura. La dimensión de la sección transversal grande de los inyectores proporciona varios beneficios además de poder producir microburbujas. Primero, no son propensos a ensuciarse, incluso cuando se utiliza el disolvente acuoso como líquido motriz, como lo sería un rociador diseñado para producir microburbujas. En segundo lugar, cuando se utiliza el disolvente acuoso como fluido motriz, se minimiza el alto impacto del impulso de los microorganismos con superficies sólidas, minimizando de esta manera el riesgo de daño a los microorganismos. En tercer lugar, la energía requerida para proporcionar microburbujas de un tamaño dado es a menudo menor que la requerida para formar microburbujas de ese tamaño utilizando un rociador de microburbujas. En cuarto lugar, se puede lograr una alta relación de reducción. Y, en quinto lugar, el tamaño de la microburbuja se puede variar fácilmente en un amplio rango.

El tamaño de burbuja generado por los inyectores se verá afectado, entre otros factores, por el índice de flujo de líquido a través del inyector y la relación de fase gaseosa a fase líquida que pasa a través del inyector, así como las características del propio disolvente acuoso, que incluyen, pero no se limita a su profundidad de líquido estático. De acuerdo con lo anterior, se puede operar un inyector para proporcionar un tamaño de burbuja seleccionado que mejora la capacidad de utilizar el inyector en un modo de modulación, es decir, proporcionar el ajuste en la velocidad de transferencia de monóxido de carbono a la fase líquida en función del tamaño del cultivo y su capacidad de bioconvertir el monóxido de carbono. La modulación también se puede utilizar para obtener, si se desea, una dispersión líquida estable en gas. La modulación se puede obtener al cambiar uno o más de (i) la relación de flujo de gas a líquido al inyector, cambiando de esta manera el volumen de carga de gas y (ii) cambiar la tasa del líquido motriz y, por lo tanto, el tamaño de la burbuja que afecta a la velocidad de transferencia de monóxido de carbono desde la fase gaseosa hasta la fase líquida. Adicionalmente, se puede obtener la modulación al cambiar la composición de carga de gas y por lo tanto la fracción molar de monóxido de carbono en la carga de gas.

Al comienzo de la puesta en marcha puede desearse utilizar tamaños de burbuja más grandes, preferiblemente en el rango de 100 a 5000 micras de diámetro para suministrar por lo menos una porción de la carga de gas para lograr la modulación inicial y evitar la inhibición de monóxido de carbono antes de que se reduzca el tamaño de la burbuja a menos de 500 micras. Dependiendo de la capacidad del diseño del inyector específico para producir burbujas tan grandes de carga de gas, la carga de gas o una porción de la carga de gas se pueden introducir mediante rociado. Se puede introducir una porción de la carga de gas como burbujas aún más grandes en las que se busca una mezcla mejorada del disolvente acuoso. El rociador se puede eliminar gradualmente a medida que aumenta el tamaño del cultivo y se pueden utilizar los tamaños de burbuja más pequeños producidos por los inyectores mientras se evita la inhibición de monóxido de carbono y, a la vez, se obtienen tasas de crecimiento de cultivo ventajosas.

Excepto como se indica en el párrafo anterior, la carga de gas durante la puesta en marcha se introduce como microburbujas que tienen un diámetro de menos de aproximadamente 0.5 milímetros. Más preferiblemente, el sustrato de gas es introducido por el inyector en el disolvente en forma de microburbujas que tienen diámetros en el rango de 0.01 a 0.5, preferiblemente de 0.02 a 0.3 milímetros. El sustrato de gas se puede introducir en la porción inferior del reactor de tanque profundo como una corriente de gas o como un gas en dispersión líquida, como se divulga en la solicitud de Patente de Estados Unidos 12/826,991, presentada el 30 de junio de 2010. La presencia del compuesto orgánico oxigenado y/u otro agente de superficie activa mejora la formación de microburbujas finas.

El líquido motriz puede ser cualquier líquido adecuado para introducción en el reactor de fermentación. Por lo tanto, el líquido es preferiblemente adecuado para uso como el disolvente acuoso. En la puesta en marcha inicial, uno o más de los inoculantes y el disolvente acuoso adicional para hacer el nivel de líquido inicial del disolvente acuoso se pueden utilizar como líquidos motrices. Ventajosamente, el líquido motriz es uno o más de disolvente acuoso, líquido derivado de disolvente acuoso o líquido de constitución para reemplazar el disolvente acuoso retirado de la recuperación del producto.

El índice de flujo del líquido motriz utilizado en un inyector dependerá del tipo, tamaño y configuración del inyector y del tamaño de burbuja buscado de la carga de gas. En general, la tasa es preferiblemente suficiente para proporcionar una tasa de la corriente de dispersión que deja el inyector de aproximadamente 0.05 a 5, por ejemplo, de 0.1 a 2 metros por segundo. Normalmente, la relación de gas a líquido motriz está en el rango de aproximadamente 0.1:1 a 3:1, por ejemplo, 0.5:1 a 2:1, metros cúbicos reales por metro cúbico de líquido motriz. A medida que la puesta en marcha se aproxima a las condiciones operativas de estado estable, el índice de flujo del líquido motriz generalmente aumenta, al igual que la relación de gas a líquido motriz. En condiciones de estado estable, la velocidad de la corriente de dispersión que sale del inyector está frecuentemente en el rango de 0.5 a 5 metros por segundo y la relación de gas a líquido motriz está en el rango de aproximadamente 1:1 a 3:1 metros cúbicos reales por metro cúbico de líquido motriz.

A menudo, las microburbujas forman una dispersión estable de gas en agua. La introducción de las microburbujas en el disolvente acuoso coloca las microburbujas en un entorno dinámico. La altura del disolvente acuoso significa que las microburbujas en la dispersión experimentarán diferentes cabezas de presión estática a medida que viajan hacia arriba a través del reactor. El aumento de la presión, todo lo demás sustancialmente igual, reducirá el tamaño de una microburbuja y por lo tanto también aumentará su área de superficie a la relación de volumen. Para una velocidad de carga de gas dada, las microburbujas más pequeñas proporcionarán una mayor área de superficie que mejora la transferencia de masa. El tamaño de una microburbuja también se verá afectado por la difusión de gases desde la microburbuja a la fase líquida. Como el monóxido de carbono y el hidrógeno constituyen una fracción molar significativa de la microburbuja a medida que se introduce en el disolvente acuoso, las condiciones dinámicas promoverán una población de microburbujas que tienen pequeños diámetros para ayudar a mantener la dispersión de gas en agua en todo el reactor.

Los inyectores se pueden ubicar en una o más ubicaciones en el reactor y orientarse en cualquier dirección adecuada. Los inyectores se ubican normalmente en una porción inferior de una columna de burbujas profunda o un reactor de mezcla líquido profundo. Al ubicar los inyectores sobre la altura del reactor, se promueve la uniformidad de la composición de la dispersión de gas en líquido en el disolvente acuoso y se puede requerir menos energía de agitación mecánica para mantener la uniformidad buscada. Sin embargo, los inyectores utilizados para la puesta en

marcha suelen ser aquellos contenidos dentro del disolvente acuoso. Los reactores de mezcla líquida a normalmente proporcionan corrientes líquidas definidas más allá de los inyectores. A menudo, los inyectores están orientados para promover la mezcla de la carga de gas con el disolvente acuoso y la distribución en el reactor.

5 Uso de reciclaje de gas de escape

Como se indicó anteriormente, el espacio superior sobre el disolvente acuoso se recubre inicialmente para excluir el oxígeno reactivo. A medida que avanza la puesta en marcha, la composición del gas por encima del disolvente acuoso cambiará debido a uno o más consumos de monóxido de carbono, la acumulación de sustrato sin reaccionar y la purga debido a la adición de un nuevo sustrato y/o gas de dilución. El gas en el reactor de fermentación por encima del disolvente acuoso se denomina aquí como gas de escape.

Preferiblemente, por lo menos una parte del gas de escape se recicla al disolvente acuoso durante el arranque inicial. Cuando el gas de escape contiene monóxido de carbono e hidrógeno, puede servir como carga de gas hasta que la transferencia de masa de monóxido de carbono e hidrógeno al disolvente acuoso no sea suficiente para mantener el crecimiento buscado del cultivo. También se puede mezclar con gas de síntesis fresco para proporcionar una carga de gas combinada. Cuando el gas de recubrimiento es rico en nitrógeno o dióxido de carbono, la carga de gas probablemente requerirá un gas de síntesis fresco para proporcionar la masa buscada de monóxido de carbono e hidrógeno para nutrir el cultivo. El gas de escape reciclado se puede mezclar con gas de síntesis fresco o se puede inyectar por separado del gas de síntesis fresco, en cuyo caso, la concentración de monóxido de carbono en el disolvente acuoso se puede modular reduciendo la fracción molar neta de monóxido de carbono en el sistema.

El gas de escape, incluso cuando inicialmente solo es nitrógeno o dióxido de carbono, comenzará a acumular rápidamente sustratos de gas a medida que la puesta en marcha progrese y el monóxido de carbono y el hidrógeno sin reaccionar ingresen al espacio superior. Al regular la cantidad de gas de carga y gas de escape reciclado u otro gas diluyente, es posible controlar la fracción molar de monóxido de carbono en el espacio superior al nivel deseado. Con frecuencia, la concentración de monóxido de carbono en el espacio superior durante el arranque se mantiene a menos de aproximadamente 20, preferiblemente menos de aproximadamente 15, por ejemplo, entre aproximadamente 5 y 15, por ciento en moles. En un proceso preferido de acuerdo con esta invención, el gas de escape reciclado se utiliza para modular la tasa de suministro de monóxido de carbono al disolvente acuoso. El gas de escape reciclado puede ser la carga de gas a uno o más inyectores, o se puede mezclar con gas de síntesis fresco para proporcionar una carga de gas compuesta para uno o más inyectores. Cuando el gas de escape contiene concentraciones significativas de monóxido de carbono, por lo menos uno de dióxido de carbono, nitrógeno o alcano se puede mezclar con el gas de reciclaje para proporcionar una carga de gas con una concentración de monóxido de carbono deseada para el suministro al disolvente acuoso. Cuando el cultivo ha crecido hasta una masa que requiere más sustrato del que puede ser proporcionado por el gas de escape, puede comenzar la carga de gas de síntesis fresco. Un inyector que utiliza gas de escape reciclado o un inyector que utiliza gas de síntesis nuevo se puede modular al cambiar el índice de flujo del gas.

40 Progreso de la puesta en marcha

La puesta en marcha de la fermentación profunda en columna de burbujas necesita lograr un crecimiento robusto del cultivo de microorganismos y, eventualmente, aumentar la altura del disolvente acuoso. Ambos tienen un efecto en la velocidad de carga de gas y en el riesgo de una sobredosis de los microorganismos con monóxido de carbono. Con respecto a este último, a medida que aumenta la altura del disolvente acuoso, la concentración de saturación de monóxido de carbono cuando se introduce en el disolvente acuoso aumenta suponiendo que la fracción molar de monóxido de carbono en el gas se mantenga constante. La presión parcial más alta aumenta la fuerza motriz para la transferencia de monóxido de carbono de la fase gaseosa al disolvente acuoso y el riesgo concomitante de sobreoferta de monóxido de carbono.

Una operación de puesta en marcha preferida inicialmente se centra en aumentar la densidad de los microorganismos antes de aumentar significativamente el volumen de disolvente acuoso. A menudo, la concentración celular en la carga inicial del disolvente acuoso se incrementa a por lo menos aproximadamente 0.5, por ejemplo, alrededor de 0.5 a 1.5 gramos por litro antes de aumentar el volumen del disolvente acuoso. El aumento de volumen puede ser continuo o intermitente. En cualquier caso, la densidad de las células se debe mantener en o por encima de 0.5 gramos por litro. Por lo menos inicialmente, el crecimiento del cultivo puede efectuarse sin retirar líquido para la recuperación del producto. Sin embargo, cuando la concentración de compuesto orgánico oxigenado se acumula hasta un nivel predeterminado, tal como cuando el crecimiento del cultivo puede verse afectado adversamente o cuando existe una concentración suficiente para la recuperación del producto, se puede llevar una corriente a la recuperación o eliminación del producto y agua acuosa adicional. Disolvente incluyendo nutrientes suministrados al vaso. También se puede tomar una purga para eliminar sólidos y mantener un tiempo de retención celular promedio predeterminado.

Como se describe en este documento, la operación de puesta en marcha se realiza sustancialmente en un modo de retención de líquido, es decir, sustancialmente no se toma producto o purga para eliminar los sólidos y no se

mantiene un tiempo de retención promedio celular predeterminado. La adición de disolvente acuoso durante la puesta en marcha puede ser intermitente o continua y generalmente es a una velocidad suficiente para mantener la concentración de compuesto orgánico oxigenado por debajo de la que afecta adversamente el crecimiento de los microorganismos (inhibición del producto). La concentración en la que se produce la inhibición del producto dependerá de la cepa del microorganismo utilizado, las condiciones de fermentación y la naturaleza del compuesto orgánico oxigenado. A menudo, se puede lograr la puesta en marcha y se pueden lograr densidades celulares de entre aproximadamente 1 a 10 gramos por litro sin una acumulación suficiente de compuesto orgánico oxigenado, lo que afecta negativamente la tasa de crecimiento del cultivo de microorganismos. Las ventajas de este aspecto de la invención incluyen no solo evitar la pérdida de microorganismos mediante la extracción de una corriente líquida del reactor, sino también retener nutrientes, que incluyen aquellos proporcionados por las células muertas, en el disolvente acuoso.

Se desea avanzar desde la puesta en marcha hasta la operación de estado estable lo más rápido posible. Una serie de factores se relaciona con la robustez del crecimiento de los microorganismos. Estos factores incluyen las condiciones de fermentación, incluida la presencia de nutrientes y adyuvantes, así como la transferencia de monóxido de carbono e hidrógeno a la fase líquida del disolvente acuoso a una tasa que coincide con la capacidad de los microorganismos para bioconvertir el sustrato al producto oxigenado. Los procesos de esta invención que modulan el suministro de monóxido de carbono permiten al operador ajustar la transferencia de masa de monóxido de carbono a la fase líquida y evitar la acumulación de monóxido de carbono disuelto que podría provocar la inhibición de monóxido de carbono.

Dibujos

Una comprensión general de la invención y su aplicación se pueden facilitar con referencia a las figuras.

La Figura 1 es una representación esquemática de un aparato generalmente designado como 100 adecuado para practicar los procesos de esta invención. La Figura 1 omite equipos menores tales como bombas, compresores, válvulas, instrumentos y otros dispositivos cuya colocación y funcionamiento son bien conocidos por los expertos en ingeniería química. La figura 1 también omite las operaciones de unidades auxiliares. El proceso y la operación de la Figura 1 se describirán en el contexto de la recuperación y producción de etanol. El proceso es fácilmente adaptable a la puesta en marcha de reactores de fermentación anaeróbica para fabricar otros productos oxigenados tal como ácido acético, butanol, propanol y acetona.

El aparato 100 contiene un reactor 102 de fermentación de columna de burbujas profundo adaptado para mantener el disolvente acuoso. La altura de la carga inicial del disolvente acuoso para la puesta en marcha se designa por la línea 104 y la altura deseada para la operación en estado estable se designa por la línea 106. La región por encima del disolvente acuoso es el espacio 108 superior. Como se puede apreciar, el espacio 108 superior cambiará en volumen durante el proceso de puesta en marcha. En la parte inferior del reactor 102 de fermentación hay una pluralidad de laterales 112 de inyector, solo dos de los cuales se muestran, cada lateral de inyector está en comunicación fluida con la red 110 de distribución de flujo. Cada lateral 112 de inyector contiene una pluralidad de inyectores de ranura. Como se muestra, la red 110 de distribución de flujo está adaptada para proporcionar por separado cada gas de escape reciclado, gas de síntesis fresco y líquido motriz a cada lateral 112 de inyector, y cada lateral 112 de inyector puede funcionar con diferentes composiciones de gas, índices de flujo de líquido y relaciones de gas/líquido. Aunque es más complejo, cada lateral 112 de inyector se puede diseñar para proporcionar una boquilla, o grupos de boquillas, sobre el lateral con diferentes composiciones de gases, índices de flujo de líquido y relaciones gas/líquido.

Se proporciona el aparato 100 con un cabezal 114 de reciclado de líquido adaptado para extraer el disolvente acuoso del recipiente 102 a varias alturas. Se muestran cuatro líneas de extracción, aunque se pueden utilizar más o menos. La línea 116 es lo suficientemente baja como para que pueda extraer el líquido acuoso líquido de la carga inicial. Las líneas 118 y 120 se colocan a diferentes alturas en la sección media del recipiente 102, y la línea 122 se ubica en una porción superior del recipiente 102 para la extracción de disolvente acuoso en su altura de operación de estado estable. En general, se prefiere retirar el disolvente acuoso en una porción superior del disolvente en la que la concentración de monóxido de carbono e hidrógeno en la fase líquida es menor. Alternativamente, se puede retirar el disolvente acuoso de la línea 116 y, mediante contrapresión, ajustar la altura del disolvente acuoso en el reactor 104.

La línea 124 está en comunicación fluida con el cabezal 114 y está adaptada para extraer una parte o todo el disolvente acuoso para purgar y recuperar el producto. Preferiblemente durante la puesta en marcha, sustancialmente no se extrae líquido a través de la línea 124. La línea 126 está adaptada para pasar el líquido de fermentación a la red 110 de distribución de flujo para uso como líquido motriz en los laterales 112 de inyector. Se proporciona el líquido de constitución, que puede incluir nutrientes y otros adyuvantes, para el disolvente acuoso por la línea 128 y se muestra cuando de mezcla con el disolvente acuoso reciclado antes de pasar a la red 110 de distribución de flujo, aunque podría dirigirse a una tubería separada en la red 110 de distribución de flujo para suministro a los laterales 112 de inyector.

Se proporciona el gas de síntesis para proporcionar sustrato de gas al aparato 100 a través de la línea 130 al cabezal 132 de gas de síntesis. El cabezal 132 de gas de síntesis está provisto con la línea 134 para proporcionar gas de síntesis a la red 110 de distribución de flujo. También se puede proporcionar gas de síntesis a través de la línea 136 para reciclar para el cabezal 138 y para el espacio 108 superior a través de la línea 140. El gas de reciclaje se pasa desde la parte superior del recipiente 102 a través del cabezal 138 de reciclaje a la red 110 de distribución de flujo. La línea 142 en comunicación fluida con la parte superior del recipiente 102 elimina el gas de escape del ensamble 100 para su procesamiento o eliminación.

En operación el gas de síntesis proporcionado por la línea 134 a la red 110 de distribución de flujo se puede mezclar con el gas de escape de reciclaje provisto por el cabezal 138 de reciclaje y suministrar a un lateral de inyector para proporcionar una carga de gas mezclado, o el gas de síntesis fresco se puede dirigir por separado a través de la red 110 de distribución de flujo a cada lateral 112 de inyector, de tal manera que un lateral de inyector puede tener 100% de gas de escape reciclado y 100% de gas de síntesis de otro lateral de inyector. La línea 136 proporciona gas de síntesis para reciclar al cabezal 138, en el que los gases de síntesis frescos y los gases de combustión reciclados se mezclan y se dirigen a la red 110 de distribución de flujo. En esta realización, la carga de gas a un lateral de inyector sería un gas mezclado. Otra alternativa es dirigir el gas de síntesis fresco al espacio 108 superior a través de la línea 140 para proporcionar una mezcla de gas de síntesis y gas de escape para reciclar a través de la línea 138 a la red 110 de distribución de flujo.

La Figura 2 proporciona una gráfica que establece una secuencia representativa de los inyectores para una puesta en marcha de acuerdo con los procesos de esta invención. Se debe entender que se puede realizar otra secuencia mientras se obtienen los beneficios de esta invención y están abarcados por esta invención.

Por motivos de ilustración, el aparato de la Figura 1 tiene seis laterales 112 de inyector (laterales A, B, C, D, E y F) colocados equidistantes entre sí en la base del recipiente 102. Cada uno de los laterales contiene una pluralidad de inyectores de ranura. La altura objetivo del disolvente acuoso en el recipiente de fermentación de columna de burbujas profunda 102 es de 20 metros.

Operación de carga inicial y primera etapa de crecimiento:

El recipiente 102 que se ha recubierto con una mezcla de gas de síntesis y nitrógeno se llena hasta una altura de 3 a 6 metros con un disolvente acuoso obtenido de una granja de semillas y un medio acuoso adicional que contiene nutrientes para proporcionar un disolvente acuoso que tiene una densidad de células vivas de aproximadamente 0.03 A 3 gramos por litro. El gas del espacio superior contiene las fracciones molares deseadas de monóxido de carbono e hidrógeno para la carga de gas al disolvente acuoso. Durante las etapas iniciales, el gas del espacio superior se recicla a través de los inyectores de ranura a través de una acción venturi. Es importante hacer coincidir la velocidad de transferencia de gas con la capacidad de absorción de monóxido de carbono de los microorganismos en esta etapa, al mismo tiempo que se proporciona una mezcla suficiente. Esto se logra por lo siguiente. Un número determinado de boquillas se dedica a proporcionar transferencia de gas, mientras que otras se utilizan para recircular solo el líquido o para reciclar el gas como burbujas grandes para ayudar a lograr la intensidad de mezcla deseada.

Durante la puesta en marcha, el fermentador se puede operar en un modo de retención de líquidos en el que se suministran nutrientes esenciales, metales traza y vitaminas para permitir un crecimiento máximo y un aumento mínimo en el volumen de líquido, o el volumen de líquido se puede aumentar gradualmente mediante la adición de disolvente acuoso adicional. más allá de una solución concentrada de nutrientes.

En cualquiera de las situaciones, la necesidad de transferir el sustrato de gas al disolvente acuoso aumentará a medida que crezca el cultivo de microorganismos y aumente la tasa de absorción de monóxido de carbono alcanzable. En esta etapa del proceso de puesta en marcha, los gases de síntesis frescos pueden alimentarse directamente al espacio superior o mezclarse con el gas que se recicla. La cantidad de carga de gas de síntesis se puede controlar como un circuito de retroalimentación basado en la fracción molar de monóxido de carbono en el espacio superior.

La transferencia de gas se puede aumentar para satisfacer la capacidad de absorción del cultivo de microorganismos que aumenta continuamente, ya sea colocando más laterales en el modo de transferencia de gas o aumentando el flujo de líquido a través de las boquillas para aumentar la velocidad de transferencia al producir burbujas más pequeñas. Las boquillas se pueden operar en un modo de modulación (designado por "M" en la gráfica de la Figura 2), lo que significa que la relación de la carga de gas al líquido motriz y/o el índice de flujo del líquido motriz se ajusta para aumentar o disminuir la velocidad de transferencia de masa de monóxido de carbono e hidrógeno al disolvente acuoso mediante el ajuste del tamaño de las microburbujas y el índice de flujo de gas. Las boquillas se pueden operar en un modo fijo (designado por "F" en la gráfica de la Figura 2) lo que significa que la boquilla está generando el tamaño de microburbujas buscado para proporcionar la transferencia de masa buscada de monóxido de carbono e hidrógeno para lograr la eficiencia de conversión deseada una vez que el reactor se ha puesto en marcha y está en operación en estado estable. Otras boquillas (designadas por "O" en la gráfica de la Figura 2) aún no están en funcionamiento para suministrar líquido o gas al recipiente 102.

Con más detalle y con referencia a la gráfica, el recipiente se llena inicialmente a una altura en la que se puede extraer el agua del disolvente acuoso del recipiente 102 a través de la línea 116. Se utiliza un flujo de reciclaje de disolvente acuoso como líquido motriz para las boquillas. El gas de escape reciclado de la línea 138 se pasa a algunos de los laterales en el tiempo T_0 como se describió anteriormente. Las boquillas son generalmente operadas en un modo de modulación. También es factible operar uno o más de los laterales en un modo fijo mientras se opera una o más de las boquillas restantes en un modo de modulación. De manera similar, uno o más laterales pueden alimentarse solo con disolvente acuoso reciclado (designado por L en la gráfica) para promover la mezcla del disolvente acuoso.

Primera etapa de adición de líquido y segunda etapa de crecimiento:

En el momento T_1 el volumen de líquido se acumula en el reactor a una altura en la que es posible proporcionar el líquido motriz a través de la línea 118, de tal manera que si se desea la línea 116 se puede dejar fuera de servicio. Si lo desea, la línea 116 puede permanecer en servicio con o sin la operación de cualquiera de las líneas 118, 120 y 122. Eventualmente, a medida que se agrega medio acuoso adicional para aumentar la altura del reciclaje de disolvente acuoso del gas de escape a través de la acción venturi, se hace imposible. En este punto, la velocidad de transferencia de gas se puede controlar al modular la tasa de adición de gas de síntesis y el flujo de reciclaje de líquido para lograr la velocidad de transferencia de gas que no exceda la capacidad de absorción biológica. Se pueden operar diferentes laterales de inyector bajo diferentes condiciones para lograr la velocidad de transferencia deseada. Si se desea, por lo menos una porción del gas de escape puede reciclarse utilizando un soplador.

Segunda etapa de adición de líquido y tercera etapa de crecimiento:

En el momento T_2 , el volumen de líquido se acumula en el reactor a una altura en la que es posible proporcionar el líquido motriz a través de la línea 120 y la línea 118 se puede dejar fuera de servicio si se desea. Como la composición del gas de escape está cambiando debido al consumo de monóxido de carbono e hidrógeno, un cambio de gas de escape reciclado a gas de síntesis mantiene el suministro de sustrato de gas buscado. Todavía se puede utilizar algo de reciclaje de gases de escape para controlar la fracción molar neta de monóxido de carbono según sea necesario o deseado.

Tercera etapa de adición de líquido y operación en estado estable:

En el momento T_3 , el volumen de líquido se acumula en el reactor a una altura donde es posible proporcionar el líquido motriz a través de la línea 122 y la línea 120 se puede dejar fuera de servicio si se desea. En el momento T_4 , la densidad celular del disolvente acuoso ha alcanzado la densidad buscada y comienzan las operaciones de altura y estado estable

Hay muchas alternativas a la secuencia de la gráfica. Por ejemplo, se pueden utilizar más boquillas en el modo de modulación en el arranque para proporcionar burbujas más grandes para retardar la transferencia de monóxido de carbono al disolvente acuoso. Después de la etapa de crecimiento inicial, se pueden agregar medios acuosos adicionales de forma continua o periódica para mantener una densidad celular relativamente constante. Cuando el gas de recubrimiento tiene una concentración menor de monóxido de carbono que el gas de síntesis o no tiene monóxido de carbono, se puede mezclar con gas de síntesis para proporcionar una carga de gas a las boquillas. De manera similar, cuando el espacio superior contiene inicialmente gas de síntesis, el gas reciclado se puede mezclar con dióxido de carbono, metano, gas natural, nitrógeno u otro gas sustancialmente inerte para reducir la concentración de monóxido de carbono en la carga de gas al disolvente acuoso.

La Figura 3 es una representación esquemática de un aparato 300 que es un reactor de mezcla de líquido profundo. La Figura 3 omite equipos menores, tales como bombas, compresores, válvulas, instrumentos y otros dispositivos cuya colocación y funcionamiento son bien conocidos por aquellos expertos en ingeniería química. La Figura 3 también omite las operaciones de la unidad auxiliar. El proceso y la operación de la Figura 3 se describirán en el contexto de la recuperación y producción de etanol. El proceso es fácilmente adaptable a la puesta en marcha de reactores de fermentación anaeróbica para fabricar otros productos oxigenados tales como ácido acético, butanol, propanol y acetona.

Las partes del aparato 300 que son similares a las del aparato 100 de la Figura 1 se identifican con los mismos números de identificación, y se debe hacer referencia a la discusión de la Figura 1 para la descripción de las partes.

El aparato 300 está equipado con un agitador 302. El agitador 302 se muestra con tres cuchillas 306 de paleta en un eje 308 central; sin embargo, se pueden utilizar menos o más cuchillas. El motor 304 acciona el agitador 302 y controla las revoluciones por minuto. El aparato 300 también difiere del aparato 100 en que los laterales 112 de inyector se proporcionan a diferentes alturas en el recipiente 102. En la operación de estado estable, el aparato 300 recicla una porción del gas de escape para lograr eficiencias de conversión específicas. Este reciclaje, en combinación con la agitación del disolvente acuoso, permite que la carga de gas se introduzca sobre la altura del disolvente acuoso sin efectos adversos indebidos sobre la eficiencia de conversión. Este suministro de gas de carga

- 5 a múltiples alturas atenúa aún más el riesgo de inhibición de monóxido de carbono ya que no se está introduciendo toda la carga de gas donde existen altas presiones de carga estática y, por lo tanto, altas presiones parciales de monóxido de carbono que aumentan la velocidad de transferencia de masa. Si se desea, por lo menos una porción de la puesta en marcha del aparato 300 se puede lograr fácilmente sin la necesidad de agitación utilizando la modulación que se puede lograr con los inyectores.

REIVINDICACIONES

1. Un proceso para la bioconversión anaerobia de un sustrato de gas que comprende monóxido de carbono, hidrógeno y dióxido de carbono en un reactor de tanque profundo a escala comercial mediante el contacto del sustrato de gas con un disolvente acuoso que contiene microorganismos adecuados para convertir dicho sustrato a un compuesto orgánico oxigenado; dicho proceso comprende:
- (a) recubrir dicho reactor por encima del disolvente acuoso en un espacio superior con un gas de espacio superior que comprende por lo menos uno de monóxido de carbono, hidrógeno, dióxido de carbono, nitrógeno, y alcano inferior a la exclusión esencial de oxígeno;
- (b) suministrar de forma continua un gas de carga que comprende por lo menos una porción del sustrato de gas a dicho reactor;
- (c) inyectar el sustrato de gas y una porción reciclada del disolvente acuoso a través de por lo menos un inyector, en el que se inyecta gas de carga en la porción inferior del reactor utilizando el disolvente acuoso reciclado como un líquido motriz para formar una dispersión de líquido y microburbujas que tienen un diámetro de menos de aproximadamente 500 micras;
- en el que la concentración de monóxido de carbono se mantiene por debajo de esa cantidad que resulta en inhibición de monóxido de carbono mediante por lo menos uno de:
- (i) ajustar la relación de gas a flujo de líquido a través de un inyector,
- (ii) cambiar el índice de flujo de líquido a través de un inyector, y
- (iii) ajustar la fracción en moles de monóxido de carbono en la carga de gas mediante mezcla del sustrato con por lo menos un otro gas para mantener una operación estable de la dispersión gas en líquido, y
- en el que el reactor tiene una profundidad de por lo menos 10 metros.
2. El proceso de la reivindicación 1, en el que el disolvente acuoso llena el reactor a una profundidad de por lo menos 10 metros, dicho disolvente acuoso que está bajo condiciones de fermentación y que tiene una concentración de dichos microorganismos de entre aproximadamente 1 a 10 gramos por litro.
3. El proceso de la reivindicación 1 en el que el gas de recubrimiento de la etapa (a) contiene monóxido de carbono y el gas de carga de la etapa (c) comprende el gas de recubrimiento.
4. El proceso de la reivindicación 1 en el que se proporciona gas de síntesis al espacio superior.
5. El proceso de la reivindicación 1 en el que el reactor es un reactor de columna de burbuja; o un reactor de mezcla líquida.
6. El proceso de la reivindicación 1 en el que los inyectores comprenden inyectores de ranura.
7. El proceso de la reivindicación 1 en el que el sustrato comprende gas de síntesis fresco y el gas del espacio superior se mezcla con el gas de síntesis fresco antes de suministrar al disolvente acuoso.
8. El proceso de la reivindicación 1 en el que se utilizan dos o más inyectores y durante por lo menos una porción del proceso de puesta en marcha.
9. El proceso de la reivindicación 1 en el que el reactor tiene una capacidad de por lo menos 1 millón de litros.
10. Un proceso para la bioconversión anaerobia de un sustrato de gas que comprende monóxido de carbono, hidrógeno y dióxido de carbono en un reactor de tanque profundo a escala comercial mediante el contacto del sustrato de gas con un disolvente acuoso que contiene microorganismos adecuados para convertir dicho sustrato a compuesto orgánico oxigenado; dicho proceso comprende:
- (a) recubrir dicho reactor por encima del disolvente acuoso en un espacio superior con un gas de espacio superior que comprende por lo menos uno de monóxido de carbono, hidrógeno, dióxido de carbono, nitrógeno, y alcano inferior a la exclusión esencial de oxígeno;
- (b) suministrar de forma continua un gas de carga que comprende por lo menos una porción del sustrato de gas a una porción inferior de dicho reactor a una velocidad suficiente para mantener una concentración predeterminada de microorganismos en el disolvente acuoso;
- (c) inyectar el sustrato de gas y una porción reciclada del disolvente acuoso a través de por lo menos un inyector, en el que se inyecta gas de carga en la porción inferior del reactor utilizando el disolvente acuoso reciclado como un líquido motriz para formar una dispersión de líquido y microburbujas que tienen un diámetro de menos de aproximadamente 500 micras;
- (d) operar en un modo de retención sustancialmente líquido que mantiene altura suficiente del disolvente acuoso en el biorreactor;

en el que la transferencia de masa de monóxido de carbono al disolvente acuoso en el reactor se modula para mantener los microorganismos a la concentración predeterminada de la etapa (b) y la concentración de monóxido de carbono por debajo de esa cantidad que resulta en inhibición de monóxido de carbono mediante por lo menos uno de:

- 5
- (i) ajustar la relación de gas a flujo de líquido a través de un inyector,
 - (ii) cambiar el índice de flujo de líquido a través de un inyector, y
 - (iii) ajustar la fracción en moles de monóxido de carbono en el gas de carga al agregar gas de espacio superior al sustrato que comprende el gas de carga, y

10 en el que el reactor tiene una profundidad de por lo menos 10 metros.

11. El proceso de la reivindicación 10 en el que el reactor es un reactor de columna de burbuja o un reactor de mezcla líquida.

15 12. El proceso de la reivindicación 10, en el que el disolvente acuoso llena el reactor a una profundidad de por lo menos 10 metros, dicho disolvente acuoso que está bajo condiciones de fermentación y que tiene una concentración de dichos microorganismos de entre aproximadamente 1 a 10 gramos por litro.

20 13. El proceso de la reivindicación 10, en el que el gas de recubrimiento de la etapa (a) contiene monóxido de carbono y la carga de gas de la etapa (c) comprende el gas de recubrimiento.

14. El proceso de la reivindicación 10 en el que el sustrato comprende gas de síntesis fresco y el gas de espacio superior se mezcla con gas de síntesis fresco antes de suministrar al disolvente acuoso.

25 15. El proceso de la reivindicación 10 en el que un inyector se opera utilizando solo líquido motriz.

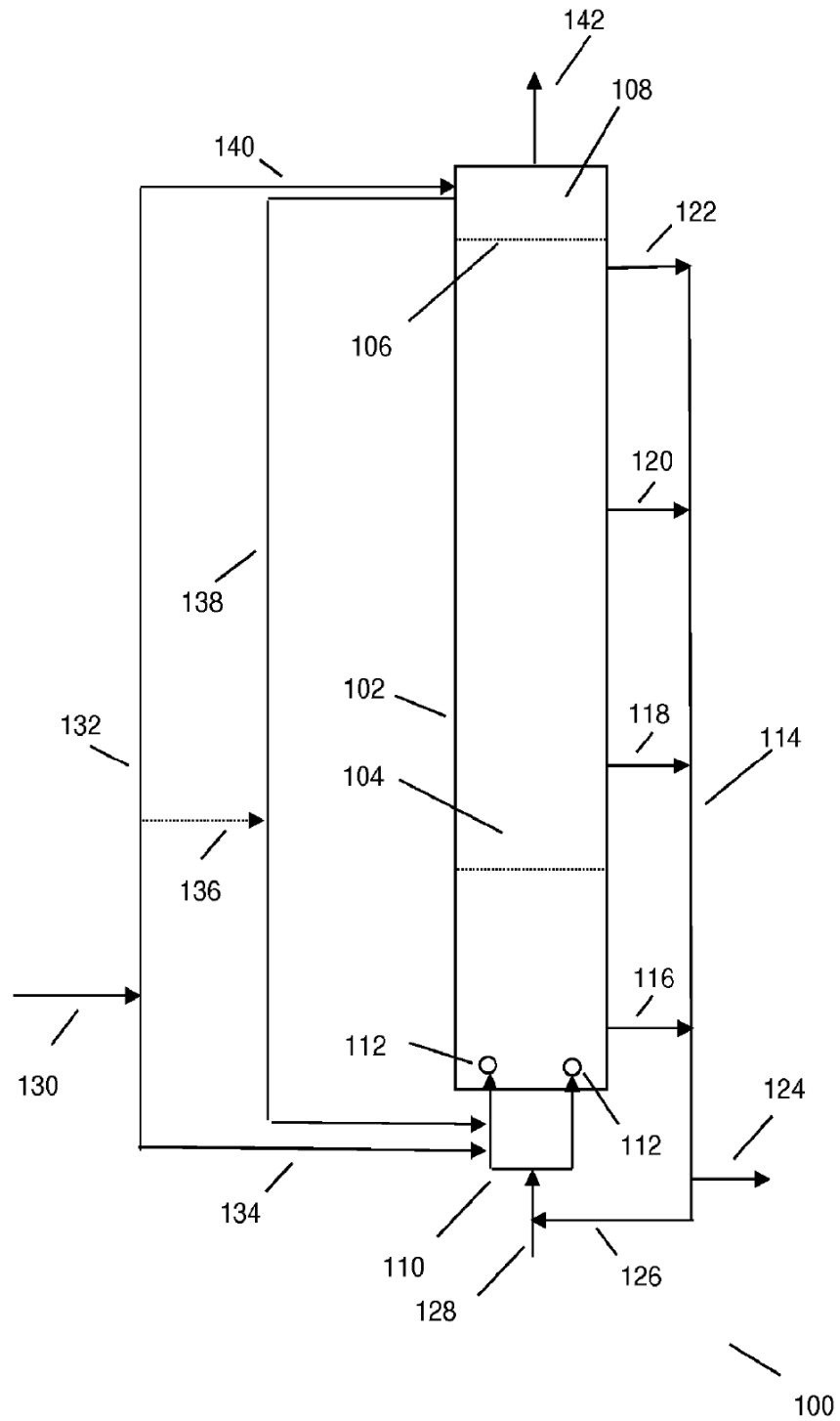


FIGURA 1

Inyector lateral	Inicial	Primera adición	Segunda adición	Tercera adición	Estado en equilibrio
A	M	F	M	M	M
B	O	L	L	F	F
C	L	M	M	M	F
D	M	L	F	F	M
E	O	M	M	M	F
F	L	L	L	F	F

T_0 T_1 T_2 T_3 T_4 T
 Altura de disolvente, m 4 a 6 6 a 10 10 a 15 15 a 20 20

FIGURA 2

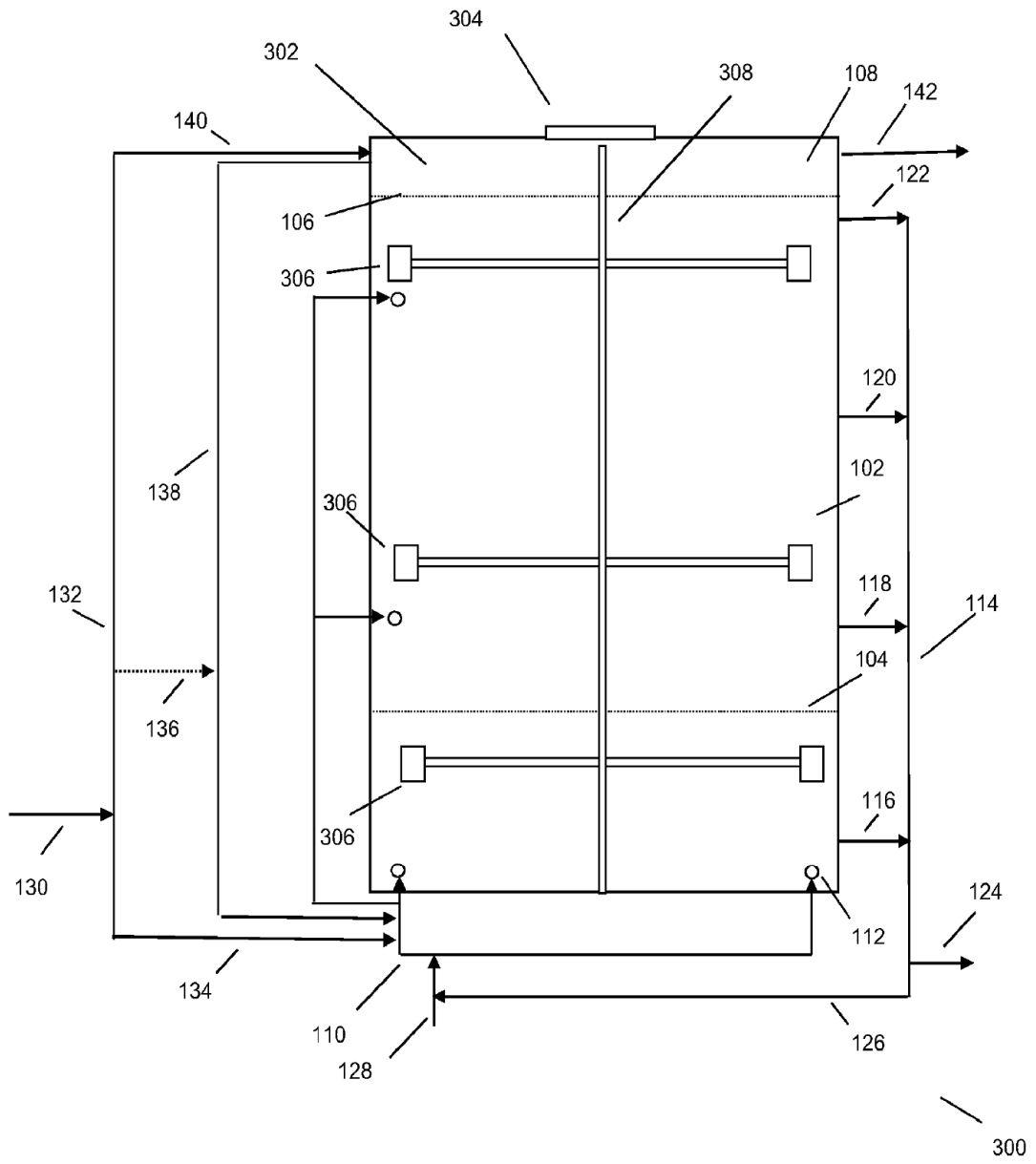


FIGURA 3