

REPUBLICA DE COLOMBIA



PATENTE INVENCION

EXPEDIENTE No.

SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO



No. 16-128322- -00000-0000

Fecha: 2016-05-17 09:02:17 Dep: 2020 DIR.NUEVASCF
Tra 11 PATENTEIYII Eve: 378 FASENACIONALI
Act. 411 PRESENTACION Folios 9

Contiene los documentos relativos a la solicitud de Patente de invención de:

Título: MÉTODO DE PRODUCCIÓN DE BIOHIDRÓGENO Y REACTOR

Solicitante: GREENFIELD SPECIALTY ALCOHOLS INC.

De: TORONTO, CANADÁ

Apoderado: MAURICIO JARAMILLO C.

Bogotá, D.C., Mayo de 2016

WF- 10223



No. 16-128322-00000-0000

Fecha: 2016-05-17 09:02:17 Dep. 2020 DIR NUEVASC
Tra. 11 PATENTEIYII Eve. 378 FASENACIONALI
Act. 411 PRESENTACION Folios: 9

DIRECCIÓN DE NUEV
SOLICITUD FASE NACIONAL -PCT

1	TIPO DE SOLICITUD	☒ Patente de invención ☒ Capítulo I	☐ Patente de Modelo de Utilidad ☐ Capítulo II
2	DATOS SOLICITUD INTERNACIONAL PCT		
Solicitud Internacional No.		PCT/CA2014/051011	Fecha 20.10.2014
Publicación Internacional No.		WO/2015/058295	Fecha 30.04.2015
3	TÍTULO DE LA INVENCION (200 caracteres o espacios máximos)		
MÉTODO DE PRODUCCIÓN DE BIOHIDRÓGENO Y REACTOR			
4	CLASIFICACIÓN INTERNACIONAL (CIP)		
C12P 3/00 (2006.01), C01B 3/50 (2006.01), C02F 11/04 (2006.01), C12M 1/107 (2006.01), C12P 5/02 (2006.01), C12P 7/02 (2006.01), C12P 7/40 (2006.01)			
5	SOLICITANTE (S) ☐ Esta persona también es inventor. ☒ Para datos adicionales utilizar hoja de información complementaria		
APELLIDOS O RAZÓN SOCIAL		NOMBRE	IDENTIFICACIÓN TIPO
GREENFIELD SPECIALTY ALCOHOLS INC.			
6	DATOS DEL SOLICITANTE		
DIRECCIÓN		20 Toronto Street, Suite 1400	No. TELÉFONO
CIUDAD		Toronto	CORREO ELECTRÓNICO
DEPARTAMENTO/ESTADO		Ontario M5C 2B8	NACIONALIDAD O
PAÍS DE RESIDENCIA		Canadá	LUGAR DE CONSTITUCIÓN
7	INVENTOR (ES) ☐ Para datos adicionales utilizar hoja de información complementaria		
APELLIDOS		NOMBRES	NACIONALIDAD
1. HAFEZ		Hisham, Mohamed	Egipto
DIRECCIÓN DE CORREO ELECTRÓNICO:			
8	DATOS INVENTOR (ES)		
PAÍS RESIDENCIA		DEPARTAMENTO/ESTADO	CIUDAD DIRECCIÓN
1. Canadá		Ontario N6H 0E3	London 1690 Beaverbrook Avenue
OTRO(S) SOLICITANTE(S) Y/O (OTRO(S)) INVENTOR(ES)			
☐ Los demás solicitantes y/o (demás) inventores se indican en hoja de información complementaria.			
9	☐ REPRESENTANTE LEGAL ☒ APODERADO		
APELLIDOS		NOMBRES	IDENTIFICACIÓN
JARAMILLO CAMPUZANO		MAURICIO	C.C. 80.421.942 T.P. 74.555
DIRECCIÓN		Calle 67 NO. 7 – 35, oficina 1204	No. TELÉFONO 3192900 Ext. 214
CIUDAD		Bogotá D.C.	CORREO ELECTRÓNICO dbotero@gpzlegal.com
PAÍS		Colombia	No. RADICACIÓN DE PROTOCOLO DE PODER GENERAL
10	DECLARACIÓN(ES) DE PRIORIDAD ☒ SI ☐ NO		
(33) PAÍS DE ORIGEN		CÓDIGO PAÍS	(31) NÚMERO (32) FECHA (AAAA/MM/DD)
1. Estados Unidos		US	61/893,447 2013.10.21

2

2

11	DECLARACIÓN SOBRE USO DE RECURSOS GENÉTICOS O BIOLÓGICOS
<i>Declaro que el objeto de la presente solicitud de patente fue obtenido a partir de recursos genéticos o biológicos de los que cualquiera de los países miembros de la Comunidad Andina es país de origen.</i> ☐ SI ☒ NO Nota: En caso afirmativo deberá anexar copia del contrato de acceso de recursos genéticos o productos derivados, o certificado o número de registro, expedido por la Autoridad competente.	
12	DECLARACIÓN SOBRE USO DE CONOCIMIENTOS TRADICIONALES
<i>Declaro que el objeto de la presente solicitud de patente fue obtenido a partir de conocimientos tradicionales de comunidades indígenas, afroamericanas o locales de países miembros de la Comunidad Andina.</i> ☐ SI ☒ NO Nota: En caso afirmativo deberá anexar la licencia o autorización de uso de conocimiento tradicional, o certificado, o número de registro expedido por la Autoridad competente.	
13	REDUCCIÓN DE TASAS
<i>Declaro que carezco de medios económicos para presentar la solicitud de patente.</i> ☐ SI ☒ NO Nota: En caso de ser persona natural y carecer de medios económicos, y por lo tanto, aplique la reducción de tasas a que se refiere la resolución vigente en tarifas, debe firmar la presente solicitud bajo la gravedad de juramento.	
Micro, pequeñas y medianas empresas ☐ Universidades públicas o privadas ☐ Entidades sin ánimo de lucro ☐ Si aplica, debe aportar los soportes de acuerdo a lo que se indica en el numeral 18 - Documentos que acompañan la solicitud	
14	RESUMEN
Se describe un método para producir H2, VFAs y alcoholes a partir de material orgánico, que incluye las etapas de introducir material orgánico y microorganismos en un biorreactor completamente mezclado para producir H2, CO2, VFAs y alcoholes; secuestrar CO2 en el espacio de cabeza del biorreactor; recuperar H2 del espacio de cabeza y recuperar un primer efluente líquido que incluye microorganismos, VFAs y alcoholes. También se describe un sistema para producir H2, VFAs y alcoholes a partir de material orgánico, que incluye un biorreactor completamente mezclado para la fermentación oscura; una entrada para suministrar microorganismos y el material orgánico a descomponer; una trampa de CO2 en el espacio de cabeza y que incluye un hidróxido sólido para el secuestro del gas CO2 del espacio de cabeza; y una salida de gas para la separación del espacio de cabeza de un efluente gaseoso que incluye gas H2. El sistema y el método proporcionan tasas de producción de H2 superiores y una corriente de H2 está sustancialmente libre de CO2.	

15	FIGURA CARACTERISTICA
----	-----------------------

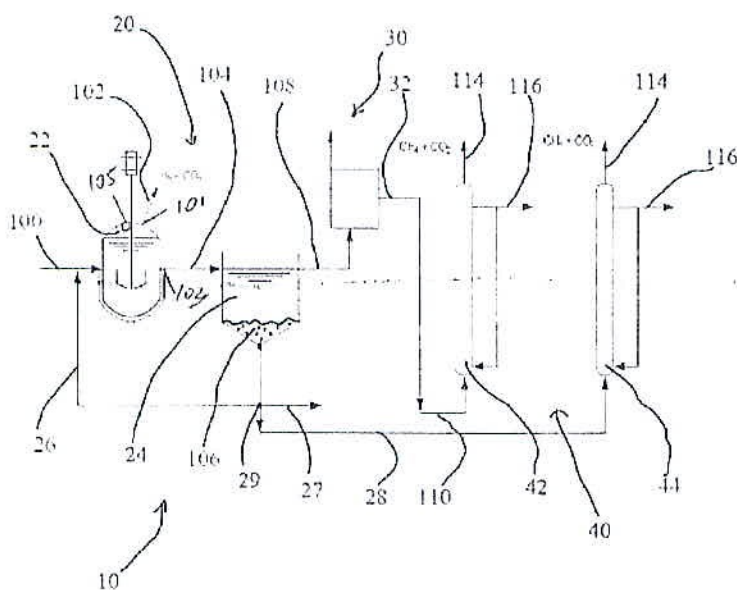


Figura 2

16	COMPROBANTE DE PAGO O PAGO ELECTRÓNICO	N°	Fecha
----	--	----	-------

17	FIRMA DEL SOLICITANTE, DEL APODERADO O DEL REPRESENTANTE LEGAL <i>Junto a cada firma, indicar el nombre del firmante y su calidad (si tal calidad no es obvia al leer el petitorio)</i>		
----	--	--	--

[Handwritten signature]

18	DOCUMENTOS QUE ACOMPAÑAN LA SOLICITUD
----	---------------------------------------

Documentación Técnica	Documentación Jurídica
Solicitud Internacional en castellano 1. ☒ Descripción N° de folios: 51 2. ☒ Reivindicaciones N° Reivindicaciones: 22 3. ☒ Dibujos y/o figuras N° folios: 4 4. ☒ Resumen. 5. ☐ Certificado de depósito de material biológico si fuera el caso. 6. ☐ Listado de secuencias de nucleótidos y/o aminoácidos en forma digital si fuera el caso. 7. ☐ Arte final 12 x 12. 8. ☒ Anexo formato digital.	9. ☒ Poderes, si fuera el caso. 10. ☒ Documento que legalmente pruebe la cesión del inventor al solicitante o a su causante. 11. ☐ Copia del contrato de acceso de recursos genéticos o productos derivados, certificado o número de registro, si fuera el caso. 12. ☐ Copia de la licencia o autorización de Conocimientos Tradicionales, certificado o número de registro, si fuera el caso. 13. Reducción de tasas Micro, pequeñas o medianas empresas ☐ Copia simple de la declaración de renta del año inmediatamente anterior, o en su defecto prueba documental idónea. ☐ Documento de constancia de cumplimiento con lo establecido en la ley 905 de 2004. Universidades públicas o privadas ☐ Copia acto de reconocimiento institucional emitido por el Ministerio de Educación Entidades sin ánimo de lucro ☐ Copia de registro vigente en Cámara de comercio. ☐ Hoja de información complementaria. ☐ Otros, especificar 14. ☒ Comprobante de pago de la tasa de presentación de la solicitud. 15. ☒ Comprobante de pago por reivindicación adicional a 10.

Colombia

DOCUMENTO DE TRASPASO	ASSIGNMENT DOCUMENT
Yo, (nosotros), abajo firmado (s) HAFEZ, Hisham, Mohamed Domiciliado (s) en 1690 Beaverbrook Avenue, London, Ontario N6H 0E3, CA Aquí llamado(s) CEDENTE, propietario (s) de los siguientes derechos de propiedad intelectual:	I (we), the undersigned: HAFEZ, Hisham, Mohamed Domiciled at: 1690 Beaverbrook Avenue, London, Ontario N6H 0E3, CA Hereinafter the ASSIGNOR owner of the following intellectual property rights:
BIOHYDROGEN PRODUCTION METHOD AND REACTOR	
declara(n) por el presente instrumento que cede(n) dicha invención a: GREENFIELD SPECIALTY ALCOHOLS INC. sociedades organizadas y existentes bajo las leyes de: CA domiciliadas en 20 Toronto Street, Suite 1400, Toronto, Ontario M5C 2B8, CA (aquí llamadas la CESIONARIA). Por el presente acto, la CESIONARIA acepta dicho traspaso. Dado y firmado hoy _____ en _____	Declares by this document that assigns the mentioned invention to: GREENFIELD SPECIALTY ALCOHOLS INC. Corporations organized and existent under the laws of CA and domiciled in 20 Toronto Street, Suite 1400, Toronto, Ontario M5C 2B8, CA Which in this document will be called the ASSIGNEE. The ASSIGNEE accepts the said assignment. Given and signed this (date) _____ in (location) _____

Cedente/Assignor



Cesionario/Assignee



SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO

NIT : 800.176.089-2

- / -



RECIBO DE CAJA

No. 16 - 0041055

Bogotá D.C., Abril 27 de 2016 - 12:02:20

RECIBIDO DE : GOMEZ PINZON ASEMARCAS S.A.

NI 830.121.797

*** Soporte del Pago ***

TIPO PAGO	BANCO	CUENTA	No. PAGO	FECHA PAGO	VR. PAGO
CONSIGNACION	BANCO DE BOGOTA	062754387	755696885	26/04/2016	2.102.000.00

*** Conceptos Pagados ***

CANT. RENTISTICO	CONCEPTO	Vr.UNDITARIO	Vr.CONCEPTO
1 50005-01-01 SOLICITUDES	1 TRAMITES DE SOL. DE PATENTE DE INVENCIÓN	80.000.00	80.000.00
			\$80.000.00

SON: **OCHENTA MIL PESOS MONEDA CORRIENTE***

Responsable: _____

Recibo de Caja Aplicado al Expediente No. _____

SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO



No. 16-128322-00000-0000

Fecha: 2016-05-17 09:02:17
Tra 11 PATENTE IYII
Act. 411 PRESENTACIONDep. 2020 DIR NUEVASCF
Eve. 378 FASENACIONALI
Folios: 9

Sede Centro: Carrera 13 No. 27 - 00 Pisos 3,4,5 y 10 Bogotá, D.C.- Colombia

Web: www.sic.gov.co e-mail: info@sic.gov.co Conmutador: (571) 5870000 Fax: (571) 5870284 Línea: 018000-910165 Call Center: (571) 6513240

Abril 27 de 2016 - 12:02:28

SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO

NIT : 800.176.089-2

- / -



RECIBO DE CAJA

No. 16 - 0041056

Bogotá D.C., Abril 27 de 2016 - 12:02:20

RECIBIDO DE : GOMEZ PINZON ASEMARCAS S.A.

NI 830.121.797

*** Soporte del Pago ***

TIPO PAGO	BANCO	CUENTA	No. PAGO	FECHA PAGO	VR. PAGO
CONSIGNACION	BANCO DE BOGOTA	062754387	755696885	26/04/2016	2.102.000.00

*** Conceptos Pagados ***

CANT. RENTISTICO	CONCEPTO	Vr.UNDITARIO	Vr.CONCEPTO
12 50005-01-01 SOLICITUDES	1607 REIVINDICACION PATENTE UNITARIA ADICIONAL A LAS 10 INICIALES	40.000.00	480.000.00
			\$480.000.00

SON: **CUATROCIENTOS OCHENTA MIL PESOS MONEDA CORRIENTE***

Responsable: _____

Recibo de Caja Aplicado al Expediente No. _____

SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO



No. 16-128322- -00000-0000

Fecha: 2016-05-17 09:02:17 Dep. 2020 DIR.NUEVASCF
Tra: 11 PATENTEIYII Eve: 378 FASENACIONALI
Act: 411 PRESENTACION Folios: 9

Sede Centro: Carrera 13 No. 27 - 00 Pisos 3,4,5 y 10 Bogotá, D.C. - Colombia

Web: www.sic.gov.co e-mail: info@sic.gov.co Conmutador: (571) 5870000 Fax: (571) 5870284 Línea: 018000-910165 Call Center: (571) 6513240

Abril 27 de 2016 - 12:02:28

 Industria y Comercio SUPERINTENDENCIA	TESTIGO DOCUMENTAL	Folio: <u>8</u>
---	-----------------------------	-----------------

Dependencia Jerárquica: DEL PROPIEDAD INDUSTRIAL		Código	2000
Dependencia Productora: GRUPO DE NUEVAS CREACIONES		Código	2020
Tipo de Radicación: Entrada: ☒ Salida: ☐ Traslado: ☐ Convenio: ☐			
Radicador:			
DESCRIPCIÓN DE LA PRUEBA			
Nombre de la Serie / Subserie:		Código:	
Expediente:	Solicitante / <i>Quejoso</i> / Demandante / otros.		
16 - 128322 - 0			
Prueba excluida: <u>CD</u>			
N°. de Pruebas excluidas: <u>1</u>			
Fecha de emisión de la Prueba:			
UBICACIÓN DE LA PRUEBA EN LA SECCIÓN DE MATERIAL GRÁFICO			
N°. de bloque:		Otras especificaciones:	
N°. de rodante:			
N°. de estante:			
N°. de archivador:			
N°. de entrepaño:			
N°. de gaveta:			
N°. de caja:			
IMPORTANTE: - El material gráfico o <i>especial</i> que se encuentra <i>dentro o anexo</i> a las unidades documentales o expedientes, debe extraerse y llevarse a aquella sección del archivo que se haya dispuesto para conservar documentos en distintos formatos. - Entiéndase por material gráfico todos aquellos dibujos, croquis, mapas, planos, fotografías, ilustraciones, pictografías, códigos, prensa, objetos tridimensionales, entre otros.			
Observaciones:		Unidad de Conservación ☐ Bolsa ☐ Caja ☐ Libro ☐ Sobre ☐ Tomo ☐ Otro	
<u>El CD contiene 5 pdfs</u> <u>Procesados y cargados al</u> <u>sistema.</u>		Soporte Documental ☒ CD ☐ Disquete ☐ DVD ☐ Folleto ☐ Periódico ☐ Plano ☐ Publicación Periódica ☐ USB ☐ Otro	

AC

PATENTE DE INVENCION ☐

MODELO DE UTILIDAD ☐

Art 33 Decisión 486/00

☐	Indicación que se solicita una patente.
☐	Datos de identificación del solicitante o de la persona que presenta la solicitud
☐	Descripción de la invención
☐	Dibujos de ser estos pertinentes
☐	Comprobante de pago de las tasas establecidas (De ser el caso formato de descuento)
Completa ☐ Incompleta ☐	

PATENTE DE INVENCION PCT ☐

MODELO DE UTILIDAD PCT ☐

Art.33 Decisión 486/00, Circular Única

☐	Indicación que se solicita una PCT	SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO  No. 16-128322- -00000-0000 Fecha: 2016-05-17 09:02:17 Dep. 2020 DIR NUEVASCF Tra. 11 PATENTEIYII Eve: 378 FASENACIONALI Act. 411 PRESENTACION Folios: 9
☐	Copia de la solicitud en español, tal como fue presentada (reivindicatorio, resumen)	
☐	Dibujos de ser estos pertinentes	
☐	Comprobante de pago de las tasas establecidas (De ser el caso formato de descuento)	
Completa ☐ Incompleta ☐		

DISEÑO INDUSTRIAL ☐

(Art. 119 Decisión 486/00)

☐	Indicación que se solicita Diseño industrial
☐	Datos de identificación del solicitante o de la persona que presenta la solicitud
☐	Representación gráfica y fotográfica del Diseño industrial o muestra del material que incorpora el diseño
☐	Comprobante de pago de las tasas establecidas
Completa ☐ Incompleta ☐	

ESQUEMA DE TRAZADO ☐

(Art. 92 Decisión 486/00)

☐	Indicación que se solicita un esquema de trazado
☐	Datos de identificación del solicitante o de la persona que presenta la solicitud
☐	Representación gráfica de un esquema de trazado
☐	Comprobante de pago de las tasas establecidas
Completa ☐ Incompleta ☐	

Método de producción de biohidrógeno y reactor

Esta solicitud reivindica el beneficio de prioridad de la Solicitud de Patente Provisional de EE. UU. N° 61/893,447, titulada "BIOHYDROGEN PRODUCTION METHOD AND
5 REACTOR" presentada el 21 de octubre de 2013, que se incorpora con ello como referencia en su totalidad.

CAMPO

La presente descripción se refiere a la producción de hidrógeno, más en particular, al tratamiento de material
10 orgánico con microorganismos para la producción de hidrógeno por fermentación oscura.

ANTECEDENTES

Los problemas de la creciente demanda de energía y la contaminación del medio ambiente son abordados por diversos
15 procesos biológicos para el tratamiento de residuos industriales. La producción de biohidrógeno a través de fermentación oscura es un procedimiento conocido para el tratamiento de residuos industriales y la producción de hidrógeno.

20 Los microorganismos son capaces de producir hidrógeno a través de ya sea la fotosíntesis o preferiblemente a través de la fermentación [Matsunaga, T., Hatano, T., Yamada, A., Matsumoto, M., (2000) Microaerobic hydrogen production by photosynthetic bacteria in a double phase
25 photobioreactor. *Biotechnol. Bioeng.* 68 (6), 647-651]. Los contaminantes orgánicos se convierten anaeróbicamente en

metano en dos etapas distintas: la acidificación y la metanogénesis. La acidificación produce hidrógeno como un subproducto, que a su vez se utiliza como un donante de electrones por muchos metanógenos en la segunda etapa del proceso [Fang, H.H.P. y Liu, H. (2002) Effect of pH on hydrogen production from glucose by a mixed culture. *Bioresource Technology* 82, 87-93]. La separación de las dos etapas es factible para la recogida de hidrógeno a partir de la primera etapa. La segunda etapa se utiliza, además, para el tratamiento de los productos de acidificación remanentes, que incluyen principalmente ácidos grasos volátiles (VFAs).

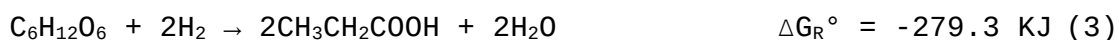
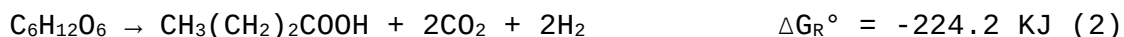
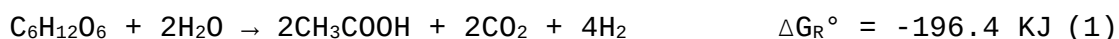
El reactor de tanque agitado continuo (CSTR) ha sido el sistema más ampliamente utilizado para la producción continua de hidrógeno [Li, C., Fang, H.H.P., (2007) Fermentative hydrogen production from wastewater and solid wastes by mixed cultures. *Critical Reviews in Env. Sci. and Tech.*, 37, 1-39]. Dado que en un CSTR el tiempo de permanencia de sólidos de biomasa (SRT) es el mismo que el tiempo de retención hidráulica (HRT), su concentración en el líquido mixto se ve muy afectada por el HRT recomendado de 1-12 h, que es óptimo para las elevadas tasas de producción de hidrógeno [Li y Fang, 2007]. La tasa máxima de crecimiento específico ($\mu_{\max}$) para el cultivo mixto de 0.333 h⁻¹ corresponde a un SRT_{min} de 3.0 h [Horiuchi J.I., Shimizu T., Tada K., Kanno T., Kobayashi M., (2002)

Selective production of organic acids in anaerobic acid reactor by pH control. *Bioresource Technol* 82, 209-13].

La producción de hidrógeno (H_2) mediante fermentación oscura está siendo ampliamente investigada por sus ventajas
5 prometedoras para el futuro de la energía de H_2 . Es un procedimiento anaeróbico independiente de la luz que utiliza una amplia diversidad de materiales de alimentación y que puede producir metabolitos valiosos tales como los ácidos acético y butírico como sub-productos [Nuri Azbar,
10 David Levin (2012), State of the art and Progress in Production of Biohydrogen. Bentham Science Publishers]. Sin embargo, la producción de H_2 fermentativa oscura por vías termodinámicamente favorables se caracteriza por rendimientos relativamente bajos, siendo posibles mayores
15 rendimientos sólo a través de vías termodinámicamente desfavorables, por lo que se requiere energía. Además, la mezcla de gas producto contiene dióxido de carbono (CO_2), que tiene que ser separada [Azbar y Levin, 2012], puesto que CO_2 es un contaminante principal, específicamente en
20 las tecnologías de células de combustible que generan electricidad a partir de gas H_2 [D.C. Dayton (2001), Fuel Cell Integration - A Study of the Impacts of Gas Quality and Impurities. National Renewable Energy Laboratory], porque las celdas de combustible tipo membrana de
25 intercambio protónico (PEMFCs) requieren H_2 de alta pureza

(mayor que 99%) [Larminie J, Dicks A (2000), Fuel cell systems explained. Nueva York: Wiley].

Las dos vías más comunes para la producción fermentativa oscura de H_2 a partir de glucosa son las vías de acetato y butirato (Ecuaciones 1 y 2), que limitan el rendimiento teórico de H_2 a entre 2 y 4 moles de H_2 por mol de glucosa. Ambas reacciones son termodinámicamente favorables (es decir, valores ΔG negativos) y cuanto más alta sea la relación de acetato a butirato, mayor será el rendimiento de H_2 . Por lo tanto, el control del metabolismo del cultivo hacia la formación de acetato es un factor clave para lograr altos rendimientos de H_2 [Sompong O-Thong, Poonsuk Prasertsan, Nils-Kare Birkeland (2009), Evaluation of Methods for preparing hydrogen-producing seed inocula under thermophilic condition by process performance and microbial community analysis. Bioresource Technology 2009; 100: 909-918]. También, con el fin de maximizar el rendimiento de H_2 , el metabolismo debería ser dirigido lejos de la producción de alcoholes (etanol, butanol) y ácidos reducidos (lactato) hacia la de ácidos grasos volátiles (VFA) [David B. Levin, Lawrence Pitt, Murray Love (2004), Biohydrogen production: prospects and limitations to practical application. International Journal of Hydrogen Energy 2004; 29: 173-185]. Sin embargo, la producción de propionato disminuye el rendimiento de H_2 , ya que es una vía consumidora de H_2 (Ecuación 3).



El principio de Le Chatelier establece que una
5 reacción reversible se desplazará hacia la derecha si uno o
más de sus productos se separan [Claire N. Sawyer, Perry L.
McCarty, Gene F. Parkin (2003), Chemistry for Environmental
Engineering and Science (5^a edición). McGraw-Hill
Companies, Inc. 2003]. Por lo tanto, se espera que la
10 separación eficiente de CO₂ del medio de cultivo desplace
las vías de producción de H₂ hacia delante, aumentando la
producción de H₂ y previniendo el consumo del Dinucleótido
Nicotinamida Adenina (NADH), que es el material base para
el desprendimiento de H₂ [Kaushik Nath, Debabrata Das
15 (2004), Improvement of fermentative hydrogen production:
various approaches. Appl Microbiol Biotechnol 2004; 65:
520-529]. Kraemer y Bagley discutían varios métodos para
mejorar el rendimiento de H₂, uno de los cuales era separar
H₂ disuelto y CO₂ de la fase líquida del proceso de
20 fermentación [Jeremy T. Kraemer, David M. Bagley (2007),
Improving the yield from fermentative hydrogen production.
Biotechnol Lett, 2007; 29: 685-695].

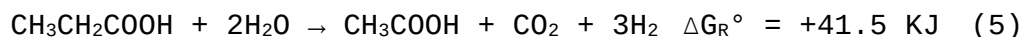
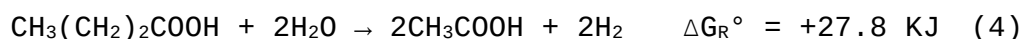
Una de las técnicas comunes que se utilizan para la
separación de gas disuelto es el burbujeo de gas. El
25 burbujeo es una técnica que generalmente implica burbujear
un gas químicamente inerte a través de un líquido para

separar el o los gases disueltos. Hussy et al. observaron un aumento en el rendimiento de H_2 de 1.0 a 1.9 mol/mol de hexosa convertido utilizando sacarosa como sustrato en un CSTR hecho funcionar a un HRT de 15 horas y el logro de una
5 conversión de sacarosa del 95% después de burbujear gas nitrógeno (N_2) de forma continua en el reactor [I. Hussy, F.R. Hawkes, R. Dinsdale, D.L. Hawkes (2005), Continuous fermentative hydrogen production from sucrose and sugarbeet. International Journal of Hydrogen Energy 2005;
10 30: 471- 483]. Kim et al. testaron la utilización de N_2 como gas de burbujeo en la producción de H_2 a partir de sacarosa en un CSTR hecho funcionar a un HRT de 12 horas y de carga de 40 g de COD/L.d y observaron un aumento del 24% en el rendimiento de H_2 [Dong-Hoon Kim, Sun-Kee Han, Sang-
15 Hyoun Kim, Hang-Sik Shin (2006), Effect of gas sparging on continuous fermentative hydrogen production. International Journal of Hydrogen Energy 2006; 31: 2158-2169]. Tanisho et al. observaron un aumento del 110% en el rendimiento de H_2 mediante purga continua de gas argón en un experimento
20 discontinuo productor de H_2 por *Enterobacter aerogenes* utilizando melazas como fuente de carbono. Sin embargo, los procesos de burbujeo requieren equipos de procesamiento de alto costo de capital y mantenimiento.

Las técnicas no de burbujeo para disminuir las
25 concentraciones de gas disuelto pueden ser aumentar la velocidad de agitación, aplicar vacío en el espacio

superior (es decir, disminuir la presión del espacio de cabeza del reactor) y utilizar una membrana sumergida para separar los gases disueltos [Kraemer y Bagley, supra]. Mandal et al., [supra] observaron un aumento de 105% en el
5 rendimiento de H_2 de un experimento discontinuo productor de H_2 a partir de glucosa por *Enterobacter cloacae* por la disminución de la presión total del espacio de cabeza. El aumento en el rendimiento de H_2 se atribuyó a la inhibición del consumo de H_2 debido a la disminución de la presión
10 total que conduce a la producción de la reducción de sub-productos tales como etanol y ácidos orgánicos [Mandal et al., supra]. Al reducir el contenido de H_2 y CO_2 , se postuló que se producía la inhibición de la homoacetogenesis, evitando el consumo de H_2 y CO_2 para
15 formar acetato.

Jackson y McInerney establecieron que la degradación de un sustrato se hace termodinámicamente posible a través de la separación de los productos finales [Bradley E. Jackson, Michael J. McInerney (2002), Anaerobic microbial
20 metabolism can proceed closet o thermodynamic limits. Nature 2002; 415: 454-456]. De acuerdo con ello, la degradación de la glucosa a través de dos vías que son termodinámicamente desfavorables podría ser desplazada hacia delante si el CO_2 se separó del espacio de cabeza.
25 Las Ecuaciones 4 y 5 muestran las dos vías que consumen butirato y propionato para producir acetato y H_2 .



Park et al. enseñan un procedimiento discontinuo para la producción de H₂ a partir de glucosa con burbujeo inicial del reactor para asegurar condiciones anaerobias, en combinación con el secuestro de CO₂ del espacio de cabeza, utilizando una disolución al 30% en peso de KOH [Wooshin Park, Seung H. Hyun, Sang-Eun Oh, Bruce E. Logan, En S. Kim (2005), Removal of headspace biological hydrogen production. Environ Sci Technol 2005; 39: 4416-4420]. Sin embargo, fueron capaces de llegar a un contenido de H₂ de sólo el 87.4% en el efluente gaseoso. La separación incompleta de CO₂ era debida a la concentración remanente de CO₂ en la fase líquida y algo de gas N₂ remanente del burbujeo inicial. Park et al. establecen que la separación de CO₂ no afectó sustancialmente a las concentraciones de los otros ácidos volátiles y disolventes. De modo más importante, Park et al. enseñan un procedimiento discontinuo y reconocen que los resultados del procedimiento discontinuo no son transferibles a un procedimiento continuo. Como apreciará una persona experta, los sistemas de flujo continuo son fundamentalmente diferentes de los sistemas discontinuos y las condiciones del procedimiento discontinuo no se pueden utilizar nunca en sistemas continuos para el mismo propósito o para conseguir el mismo resultado. La producción de hidrógeno

continua se diferencia de la producción discontinua con respecto a muchos parámetros importantes, es decir, tiempo de retención hidráulica (8 horas en sistemas de flujo continuo frente a 2-5 días en sistemas discontinuos), tasa de carga orgánica (sólo en sistemas alimentados de forma continua), pH (puede ser mantenido constante en flujo continuo, mientras que en discontinuo cambia con el tiempo), la concentración de la biomasa y la relación de sustrato a biomasa (relación de alimento a microorganismos F/M) que es constante en los sistemas alimentados continuamente, mientras que disminuye con el tiempo en discontinuo debido al consumo de sustrato. Park et al. demostraron definitivamente que el secuestro de CO₂ del espacio de cabeza mejora rendimiento de H₂ en un sistema discontinuo. Sin embargo, también establecieron que no estaba claro si el mismo enfoque podría funcionar en un sistema continuo y que se necesitaba más investigación para averiguar si funcionaba en todo caso. Específicamente, Park et al. establecieron claramente que las condiciones de los ensayos discontinuos descritos no se pueden aplicar necesariamente por igual a un sistema continuo, particularmente en condiciones que afectan a la velocidad de producción de hidrógeno tales como diferentes cargas orgánicas y tiempos de retención del reactor.

25 Liang et al. [Teh-Ming Liang, Sheng-Shung Cheng, Kung-Long Wu (2002), Behavioural study on hydrogen fermentation

reactor installed with silicone rubber membrane. International Journal of Hydrogen Energy 2002; 27: 1157-1165] utilizó una membrana de caucho de silicona para separar biogás de la fase líquida en un reactor discontinuo
5 de fermentación de H_2 utilizando glucosa como sustrato. Los autores observaron incrementos del 15% y 10% en el rendimiento de H_2 y la tasa de producción de H_2 , respectivamente; sin embargo, no midieron las concentraciones de VFAs.

10 Mandal et al. [2006] sugieren la separación tanto de H_2 como de CO_2 del espacio de cabeza por vacío, para reducir la producción de acetato. Mandal et al. no sugieren separación selectiva alguna de solamente CO_2 ni el uso del secuestro para la separación de CO_2 . El estudio de Mandal
15 et al. se centró en la reducción de la presión parcial de hidrógeno en tandas de producción de hidrógeno mediante la aplicación de una presión negativa al colector de gas, que está conectado al espacio de cabeza del reactor. La separación de dióxido de carbono en este estudio se debe
20 principalmente a la presión (negativa) de vacío aplicada. El uso de KOH en el colector de gas no tenía influencia alguna sobre la cinética del reactor. Su experimento se basó en el principio de Le Chatelier de que la separación de los dos productos gaseosos mediante la reducción de la
25 presión total desplazaría la reacción hacia adelante.

El problema con las técnicas antes mencionadas para la separación de gas disuelto de la fase líquida es que el gas efluente es una mezcla de gases que debería ser separada con el fin de beneficiarse de cada uno por separado. Además de ello, dado que el principal problema con la utilización de H_2 en celdas de combustible es la contaminación con CO_2 , se desea un proceso que proporcione una separación fiable de CO_2 del biohidrógeno, preferiblemente un proceso que combine la separación de CO_2 con los rendimientos de H_2 mejorados.

SUMARIO DE LA INVENCION

Es un objeto de la presente descripción obviar o mitigar al menos una desventaja de los métodos y sistemas previos para la producción de hidrógeno a partir de material orgánico.

El autor de la presente solicitud ha descubierto ahora un procedimiento para la producción fermentativo oscura de H_2 , que incluye el secuestro continuo de CO_2 dentro del espacio de cabeza del reactor para producir una corriente de H_2 sustancialmente libre de CO_2 . El autor de la invención descubrió, sorprendentemente, que al realizar la captura de CO_2 directamente dentro del espacio de cabeza de un reactor continuo, la cantidad de CO_2 secuestrado se puede aumentar a 100% del CO_2 producido en el reactor. Mediante el uso de secuestro del gas CO_2 , lo que significa la captura del gas CO_2 en el espacio de cabeza y la

conversión del gas CO_2 en el espacio de cabeza en una forma sólida, no gaseosa, el bicarbonato, es posible influir en la cinética del reactor sin retirar físicamente el gas CO_2 del reactor propiamente dicho. Además de ello, mediante la

5 captura del gas CO_2 y su conversión en bicarbonato en el espacio de cabeza del reactor, el volumen de producto de reacción basado en CO_2 a ser manipulado se reduce significativamente. De manera más importante, al secuestrar el gas CO_2 en el espacio de cabeza, el gas CO_2 se separa

10 por completo de la cinética del reactor con el efecto secundario añadido de que se aumenta la tasa de producción de H_2 . El gas CO_2 es separado también de forma sustancialmente completa del espacio de cabeza del reactor, con el efecto secundario adicional del gas H_2 en el espacio

15 de cabeza que está sustancialmente libre de CO_2 . Así, el procedimiento de la invención no sólo proporciona rendimientos significativamente mejorados de H_2 , anteriormente no alcanzables, sino que al mismo tiempo proporciona una corriente de H_2 virtualmente libre de CO_2

20 directamente desde el reactor, obviando cualquier separación adicional de los gases CO_2 y H_2 producidos en el reactor o la limpieza del gas H_2 aguas abajo del reactor. Esto reduce significativamente el costo de capital y hace más económica la producción de gas H_2 . Además, permite la

25 separación por separado de H_2 y CO_2 directamente desde el reactor sin ninguna etapa de separación adicional.

En una realización preferida, el presente método para la producción de hidrógeno mediante fermentación oscura, a partir de material orgánico, comprende las etapas de

5 introducir material orgánico y microorganismos en un biorreactor completamente mezclado para descomponer el material orgánico en productos que incluyen gas H_2 , gas CO_2 , ácidos grasos volátiles y alcoholes mediante fermentación oscura;

10 secuestrar continuamente gas CO_2 dentro de un espacio de cabeza del biorreactor para capturar el CO_2 en forma de bicarbonato dentro del espacio de cabeza; y recuperar de forma continua o discontinua al menos una parte del gas H_2 del espacio de cabeza bajo vacío, con lo que el gas H_2 recuperado está sustancialmente libre
15 de CO_2 .

En otra realización, la etapa de secuestrar CO_2 dentro del espacio de cabeza incluye la etapa adicional de separar de forma discontinua al menos una parte del bicarbonato del espacio de cabeza.

20 Todavía en otra realización, la etapa de secuestrar CO_2 incluye mantener continuamente un hidróxido de metal en el espacio de cabeza para capturar continuamente el CO_2 gaseoso en forma de bicarbonato de metal dentro del espacio de cabeza, separando de este modo el gas CO_2 del espacio de
25 cabeza. El hidróxido de metal se utiliza preferiblemente en forma sólida.

Preferiblemente, el hidróxido de metal es un hidróxido de metal alcalino, más preferiblemente KOH o NaOH, lo más preferiblemente nódulos de KOH o NaOH 100% puros.

En una realización adicional, el método incluye la
5 etapa adicional de mantener una concentración de microorganismos en el biorreactor completamente mezclado en un valor preseleccionado.

Todavía en una realización adicional, el método incluye la etapa adicional de controlar el pH del
10 biorreactor completamente mezclado. Preferiblemente, el pH del biorreactor completamente mezclado se mantiene dentro de un intervalo de 3 a 6.8, lo más preferiblemente a aproximadamente 5.2.

Microorganismos útiles en la presente invención
15 incluyen una o más de las especies seleccionadas del grupo que consiste en especies de *Clostridium* tales como *C. butyricum*, *C. beijerinckii*, *C. acetobutyricum* y *C. bifermentans*, especies de *Enterobacter* tales como *Enterobacter aerogenes*, especies de *Bacillus* tales como *B.*
20 *megaterium*, *B. thuringiensis* y especies de *Rhodobacter* tales como *R. sphaeroides*.

Preferiblemente, el biorreactor completamente mezclado es un reactor seleccionado del grupo que consiste en un único reactor de tanque continuamente agitado, un reactor
25 de tanque multi-etapa continuamente agitado, un reactor anaeróbico de manto de lodos de flujo ascendente, un

reactor de manto de lodos granular de lecho expandido , un reactor de medio granular anaeróbico de flujo descendente, un reactor de medio granular anaeróbico de flujo ascendente, un reactor de tanque anaeróbico con deflectores, un reactor anaeróbico de manto migrante y un
5 biorreactor de lecho fluidizado anaeróbico.

El método descrito en esta memoria puede implementarse a través de un sistema clarificador de reactor de biohidrógeno integrado (IBRCS) que incluye un CSTR, seguido
10 de un sedimentador por gravedad para la fermentación de acetona-butanol-etanol (ABE) de material orgánico. La fermentación de ABE resulta en productos que incluyen, por ejemplo, acetona, butanol, etanol, ácido acético, ácido butírico, gas hidrógeno y/o dióxido de carbono. El gas
15 hidrógeno y dióxido de carbono se recuperan por separado del CSTR. La concentración de biomasa en el reactor CSTR se mantiene en el intervalo deseado a través de la recirculación de biomasa desde el fondo del sedimentador por gravedad y/o el residuo de biomasa a partir de flujo
20 inferior del decantador por gravedad. Un procedimiento de separación se utiliza para separar adicionalmente la biomasa de la acetona, butanol, etanol, ácido acético, ácido butírico, etc., que se recuperan. La biomasa se proporciona a un generador de biometano, al que también se
25 alude como biometanador, para la producción de gas metano.

En aún una realización adicional, la presente descripción proporciona un sistema para producir hidrógeno, metano, ácidos grasos volátiles y alcoholes a partir de material orgánico, que comprende:

- 5 un biorreactor completamente mezclado para la fermentación oscura;
- una entrada para suministrar al biorreactor microorganismos y el material orgánico que ha de ser descompuesto por los microorganismos en productos que
- 10 incluyen gas H_2 , gas CO_2 , ácidos grasos volátiles (VFA) y alcoholes;
- una trampa de CO_2 en un espacio de cabeza del reactor, incluyendo la trampa de CO_2 un hidróxido sólido para el secuestro continuo o discontinuo del gas CO_2 del
- 15 espacio de cabeza y la captura del CO_2 en forma de bicarbonato dentro del espacio de cabeza;
- una salida de gas para la separación de un efluente gaseoso que incluye gas H_2 del espacio de cabeza; y
- una salida de líquido para retirar del biorreactor un
- 20 primer efluente líquido que incluye al menos una parte de los microorganismos, los ácidos grasos volátiles y los alcoholes.

En otra realización, la trampa de CO_2 incluye un hidróxido de metal sólido, preferiblemente un hidróxido de

25 metal alcalino, más preferiblemente KOH o NaOH, lo más preferiblemente nódulos de 100% de KOH o NaOH.

En una realización adicional, el sistema comprende dos o más trampas de CO₂ retirables por separado del espacio de cabeza para la separación del CO₂ capturado en forma de bicarbonato durante el funcionamiento continuo del reactor.

5 Todavía en otra realización, el sistema comprende, además, un sedimentador por gravedad en comunicación de fluido con la salida de líquido para separar el primer efluente líquido en una primera biomasa sedimentada que incluye al menos una parte de los microorganismos y un
10 segundo efluente líquido que incluye al menos una parte de los ácidos grasos volátiles, los alcoholes y los microorganismos; y medios para alimentar la primera biomasa del decantador por gravedad al biorreactor completamente mezclado para mantener una concentración de microorganismos
15 en el biorreactor completamente mezclado en un valor preseleccionado.

En otra realización, el sistema comprende, además, un dispensador para dispensar productos químicos para el ajuste del pH en el biorreactor completamente mezclado.

20 Además de ello, el sistema incluye preferiblemente un controlador de la temperatura para controlar una temperatura del biorreactor.

El biorreactor completamente mezclado es preferiblemente un reactor seleccionado del grupo que
25 consiste en un único reactor de tanque continuamente agitado, un reactor de tanque multi-etapa continuamente

agitado, un reactor anaeróbico de manto de lodos de flujo ascendente, un reactor de manto de lodos granular de lecho expandido , un reactor de medio granular anaeróbico de flujo descendente, un reactor de medio granular anaeróbico de flujo ascendente, un reactor de tanque anaeróbico con deflectores, un reactor anaeróbico de manto migrante y un biorreactor de lecho fluidizado anaeróbico.

Otros aspectos y características de la presente descripción resultarán evidentes para los expertos ordinarios en la técnica tras la revisión de la siguiente descripción de realizaciones específicas en unión con las figuras adjuntas.

BREVE DESCRIPCIÓN DE LOS DIBUJOS

A continuación se describirán, sólo a modo de ejemplo, realizaciones de la presente descripción con referencia a las figuras adjuntas.

La figura 1 es un diagrama de flujo de un procedimiento para producir gas hidrógeno, dióxido de carbono, ácidos grasos volátiles y alcoholes a partir de biomasa orgánica;

la figura 2 es un esquema de un sistema para producir gas hidrógeno, dióxido de carbono, ácidos grasos volátiles y alcoholes a partir de material orgánico;

la figura 3 ilustra el contenido de hidrógeno con y sin secuestro de CO₂;

la figura 4 ilustra las tasas de producción de hidrógeno con y sin secuestro de CO₂; y

la figura 5 ilustra el rendimiento de producción de hidrógeno con y sin secuestro de CO₂.

5 DESCRIPCIÓN DETALLADA DE REALIZACIONES EJEMPLARES

En general, la presente descripción proporciona un método y un sistema integrado para la producción de biohidrógeno mediante fermentación oscura y preferiblemente otros productos químicos tales como bicarbonato, etanol, butanol, ácido acético, ácido propiónico y ácido butírico a partir de material orgánico, preferiblemente en un reactor continuamente agitado (CSTR). Un sedimentador por gravedad aguas abajo se puede integrar en el sistema detrás del CSTR. En esta memoria se describen formas de realización del método y sistema. Sin embargo, las realizaciones descritas son meramente ilustrativas, y el método y el sistema pueden realizarse de muchas formas diferentes y alternativas.

Tal como se utiliza en esta memoria, los términos "alrededor de" y "aproximadamente" se utilizan junto con intervalos de dimensiones, concentraciones, temperaturas u otras propiedades y características físicas o químicas. El uso de estos términos está destinado a cubrir ligeras variaciones que pueden existir en los límites superior e inferior de los intervalos de propiedades y características.

Tal como se utiliza en esta memoria, la expresión "biorreactor completamente mezclado" significa un recipiente que incluye un mecanismo para agitar el contenido del recipiente (p. ej., mediante agitación 5 hidráulica, agitación mecánica, etc.) para su uso con los microorganismos en suspensión y un medio de crecimiento (p. ej., un medio de crecimiento constituido por nutrientes tales como carbono orgánico, compuestos nitrogenados, compuestos que contienen fósforo y disoluciones minerales 10 trazas, etc.). Un reactor continuamente agitado (CSTR) es un ejemplo de un biorreactor completamente mezclado.

Tal como se utiliza en esta memoria, el término "microorganismos" significa microorganismos capaces de fermentar el material orgánico bajo condiciones anaerobias 15 (no microaerobias) para producir hidrógeno o metano, dióxido de carbono y una diversidad de ácidos orgánicos y alcoholes. Especies de microorganismos dentro de este término pueden incluir, por ejemplo, uno o una combinación de diversas especies de *Clostridium* tales como *C. butyricum*, *C. beijerinckii*, *C. acetobutyricum* y *C. bifermentans*, especies de *Enterobacter* tales como *Enterobacter aerogenes*, especies de *Bacillus* tales como *megaterium*, *thuringiensis*, y otras bacterias anaerobias (p. 20 ej., *Rhodobacter sphaeroides*).

25 Tal como se utiliza en esta memoria, la expresión "material orgánico" se refiere a material que incluye

carbono e hidrógeno en su estructura molecular, por ejemplo alcoholes, cetonas, aldehídos, ácidos grasos, ésteres, ácidos carboxílicos, éteres, hidratos de carbono, proteínas, lípidos, polisacáridos, monosacáridos, celulosa, 5 ácidos nucleicos, etc. El material orgánico puede estar presente, por ejemplo, en los residuos (p. ej., corrientes de desechos industriales), corrientes de fluidos orgánicos, biomasa, etc.

Procedimiento

10 La Fig. 1 es un diagrama de flujo de un procedimiento 200 para la producción de gas hidrógeno, dióxido de carbono, ácidos grasos volátiles y alcoholes a partir de biomasa orgánica. El procedimiento 200 incluye una etapa de biohidrogenación 210, una etapa de secuestro de CO₂ 215, 15 una etapa de recuperación de gas hidrógeno 220, una etapa de recuperación de un primer efluente líquido 230 y una etapa de separación de un primer efluente líquido 240. En una variante del procedimiento, que resulta en la producción de metano y CO₂, el procedimiento incluye, 20 además, una etapa de separación de un segundo efluente líquido 250, una etapa de recuperación de un tercer efluente líquido 260, una etapa de generación de biometano 270, a la que también se alude como etapa de biometanación 270, y una etapa de recuperación de metano 280. Las etapas 25 210, 220, 230, 240, 250, 260, 270, 280 se pueden llevar a cabo de una manera continua, en donde algunos o todas las

etapas 210, 220, 230, 240, 250, 260, 270, 280 se están realizando simultánea y continua o discontinuamente, en contraste con un enfoque discontinuo, en el que las etapas 210, 220, 230, 240, 250, 260, 270, 280 serían llevadas a cabo secuencialmente en vez de simultáneamente.

En la etapa de biohidrogenación 210, se proporcionan material orgánico y microorganismos en un biorreactor completamente mezclado (p. ej., el biorreactor completamente mezclado 22 de la Fig. 2) para descomponer el material orgánico en productos que incluyen H_2 , CO_2 , ácidos grasos volátiles y alcoholes. En la etapa de secuestro de CO_2 , el gas CO_2 es capturado en un espacio de cabeza del biorreactor y es convertido en bicarbonato dentro del espacio de cabeza. Al secuestrar el gas CO_2 en el espacio de cabeza, el gas CO_2 se separa eficazmente de la cinética del reactor sin la separación física del CO_2 del reactor. En la etapa de recuperación de gas hidrógeno 220, al menos una parte del gas H_2 se recupera del biorreactor completamente mezclado bajo vacío. En la etapa de recuperación de un primer efluente líquido 230, al menos una parte de un primer efluente líquido se recupera del biorreactor completamente mezclado, incluyendo el primer efluente líquido al menos una parte de los microorganismos, los ácidos grasos volátiles y los alcoholes.

En la etapa de secuestro de CO_2 , el bicarbonato es recogido en el espacio de cabeza y es separado de forma

discontinua del espacio de cabeza. En la etapa de secuestro de CO₂ gas CO₂ es capturado y separado de la cinética del reactor mediante reacción con un hidróxido sólido, preferiblemente un hidróxido de metal, más preferiblemente un hidróxido de metal alcalino, más preferentemente KOH o NaOH. El hidróxido de metal está preferiblemente en forma de nódulos 100% de KOH o NaOH. El uso del secuestro de gas CO₂ en el espacio de cabeza tiene múltiples ventajas. El secuestro de CO₂ dentro del espacio de cabeza del reactor produce una corriente de H₂ sustancialmente libre de gas CO₂. Fue sorprendente para el autor de la invención que al realizar la captura de gas CO₂ directamente dentro del espacio de cabeza del reactor, la cantidad de gas CO₂ capturado se puede elevar hasta el 100% del CO₂ producido en el reactor. Además de ello, el separar continuamente por completo el gas CO₂ del espacio de cabeza mediante el secuestro de CO₂ tiene el efecto secundario adicional de que se aumenta la producción de H₂. Esto es probablemente debido a la supresión completa de la formación de propionato, que también se observó sorprendentemente. Por lo tanto, el procedimiento de la invención no sólo proporciona rendimientos de H₂ significativamente mejorados, previamente no alcanzables, sino que al mismo tiempo resulta en una corriente de H₂ virtualmente libre de CO₂ directamente del reactor, obviando cualquier separación adicional de los gases CO₂ y H₂ aguas abajo del reactor. En

comparación con los métodos conocidos de utilizar una disolución de KOH para reaccionar con H_2 / CO_2 gaseoso en un recipiente separado del reactor, el presente sistema requiere menos energía y equipo, ya que el gas no tiene que ser transferido desde el reactor a través de la disolución de KOH utilizando algún tipo de dispositivo mecánico tal como un ventilador. Esto reduce significativamente el costo de capital y hace la producción de gas H_2 más económica. Además, permite la retirada por separado de H_2 y CO_2 del reactor.

Además de los menores costes de capital y de funcionamiento asociados con el presente sistema de reacción por secuestro de sólido/gas, la cantidad de CO_2 secuestrado aumenta significativamente de 79% (Mandel et al. secuestrado 19.3% a partir del 24.5% original) a aproximadamente 100%.

En la etapa de separación de un primer efluente líquido 240, al menos una parte del primer efluente líquido es alimentado a un sedimentador por gravedad (p. ej., el sedimentador por gravedad 24 de la Fig. 2) para separar al menos una parte del primer efluente líquido en una primera biomasa que incluye al menos una parte de los microorganismos, y un segundo efluente líquido que incluye al menos una parte de los ácidos grasos volátiles, los alcoholes y los microorganismos. Aunque se conocen otros separadores tales como separadores de membrana, éstos son

de costosos y mucho más difíciles de hacer funcionar. En la etapa de separación de un segundo efluente líquido 250, al menos una parte del segundo efluente líquido es alimentada a un módulo de separación (p. ej., el módulo de separación 5 30 de la Fig. 2) para separar al menos una parte del segundo efluente líquido en una segunda biomasa que incluye al menos una parte de los microorganismos, y un tercer efluente líquido que incluye al menos una parte de los ácidos grasos volátiles y los alcoholes. Al menos una 10 porción del tercer efluente líquido se recupera en la etapa de recuperación del tercer efluente líquido 260.

La etapa de separación del primer efluente líquido 240 puede incluir hacer recircular al menos una parte de la primera biomasa al biorreactor completamente mezclado para 15 mantener una concentración de microorganismos en el reactor completamente mezclado en un valor preseleccionado.

En la etapa de biometanización 270, al menos una parte de la primera biomasa, la segunda biomasa, o ambas, se recupera y se proporciona a un biometanador (p. ej., el 20 biometanador 40 de la Fig. 2) para la producción de CH_4 y CO_2 . La expresión generador de biometano y el término biometanador se utilizan indistintamente en esta descripción y están destinados a referirse a reactores para la producción biológica de metano. Al menos una parte del 25 CH_4 y CO_2 se recupera en la etapa de recuperación de metano 280.

La etapa de separación de un segundo efluente líquido
250 puede incluir la aplicación de una diversidad de procesos de separación, por ejemplo separación de disolvente por membrana.

5 El intervalo de pH puede ser controlado en el biorreactor completamente mezclado durante la etapa de biohidrogenación 210. Por ejemplo, el intervalo de pH se puede mantener dentro de un intervalo de 3 a 6.8, dependiendo de los productos finales deseados.
10 Preferiblemente, el pH se mantiene en aproximadamente 5.2 para maximizar la tasa de producción de H₂.

El intervalo de pH se puede controlar en el biometanador durante la etapa de biometanización 270. La temperatura puede ser controlada en el biorreactor
15 completamente mezclado durante la etapa de biohidrogenación 210. Por ejemplo, la temperatura se puede mantener dentro de un intervalo de aproximadamente 25°C a aproximadamente 37°C.

La temperatura se puede controlar en el biometanador
20 durante la etapa de biometanización 270. Por ejemplo, la temperatura se puede mantener dentro de un intervalo de aproximadamente 25°C a aproximadamente 37°C.

Los microorganismos útiles para su aplicación en el sistema de la presente solicitud incluyen especies de
25 *Clostridium* tales como *C. butyricum*, *C. beijerinckii*, *C. acetobutyricum* y *C. bifermentans*, especies de *Enterobacter*

tales como *Enterobacter aerogenes*, especies de *Bacillus* tales como *B. megaterium*, *B. thuringiensis*, y especies de *Rhodobacter* tales como *R. sphaeroides*.

Sistema

5 La Fig. 2 es un esquema de un sistema 10 para producir gas hidrógeno, dióxido de carbono, metano, ácidos grasos volátiles y alcoholes a partir de material orgánico. Productos adicionales producidos por el sistema 10 pueden incluir acetona, etanol, butanol, ácido acético, ácido
10 propiónico y ácido butírico. El sistema 10 incluye un biohidrogenerador 20, un módulo de separación 30 y un generador de biometano o biometanador 40.

El biohidrogenerador 20 incluye un biorreactor completamente mezclado 22 que tiene una entrada para
15 recibir material orgánico 100 en el biorreactor completamente mezclado 22. Microorganismos se añaden al biorreactor completamente mezclado 22 para descomponer el material orgánico 100, produciendo H_2 y CO_2 . El reactor 22 incluye, además, una salida de gas 101 para gas H_2 102 y
20 una salida de líquido 103 para un primer efluente líquido 104. El primer efluente líquido 104 puede incluir, por ejemplo, microorganismos, ácidos grasos volátiles (p. ej., ácido acético, ácido butírico, etc.), alcoholes (p. ej., etanol, butanol, etc.), acetona, etc. Una trampa de CO_2 105
25 está incluida en el espacio de cabeza del biorreactor 22, trampa que incluye un hidróxido en forma sólida,

preferiblemente un hidróxido de metal alcalino tal como KOH o NaOH, lo más preferiblemente nódulos 100% de KOH o NaOH. La trampa de CO₂ 105 es preferiblemente desmontable del biorreactor durante el funcionamiento de la
5 biohidrogenación. Lo más preferiblemente, el biorreactor 22 incluye 2 o más trampas de CO₂, que pueden ser separadas individualmente y de manera independiente del biorreactor y ser reemplazadas para permitir el secuestro continuo de CO₂, incluso durante el reemplazo de una de las trampas de
10 CO₂.

El biohidrogenador 20 incluye, además, un sedimentador por gravedad 24 aguas abajo del biorreactor completamente mezclado 22 y en comunicación de fluido con el biorreactor completamente mezclado 22 para recibir el
15 primer efluente líquido 104 del biorreactor completamente mezclado 22. En el sedimentador por gravedad 24, el primer efluente líquido 104 se deposita en una primera biomasa 106 y un segundo efluente líquido 108. El segundo efluente líquido 108 puede incluir, por ejemplo, microorganismos,
20 ácidos grasos volátiles (p. ej., ácido acético, ácido propiónico, ácido butírico, etc.), alcoholes (p. ej., etanol, butanol, etc.), acetona, etc.

Un conducto de recirculación 26 proporciona comunicación de fluido desde la parte inferior del
25 sedimentador por gravedad 24 al biorreactor completamente mezclado 22 para la recirculación de la primera biomasa 106

del decantador por gravedad 24 al biorreactor completamente mezclado 22. Un conducto de salida 27 desde el fondo del sedimentador por gravedad 24 es para la descarga y eliminación de la primera biomasa 106. Un primer conducto 5 28 del biometanador proporciona comunicación de fluido desde la parte inferior del sedimentador por gravedad al biometanador 40 para hacer circular la primera biomasa 106 del decantador por gravedad 24 al biometanador 40. Una válvula 29 permite la selección de flujo a través de uno o 10 más del conducto de recirculación 26, el conducto de salida 27 y el primer conducto 28 del biometanador.

El módulo de separación 30 está en comunicación de fluido con el sedimentador por gravedad 24 para recibir el segundo efluente líquido 108. En el módulo de separación 15 30, el segundo efluente líquido 108 se puede separar en una segunda biomasa 110 y en un tercer efluente líquido 112 mediante la aplicación de un proceso de separación. El tercer efluente líquido 112 puede incluir, por ejemplo, ácidos grasos volátiles (p. ej., ácido acético, ácido 20 propiónico, ácido butírico, etc.), alcoholes (p. ej., etanol, butanol, etc.), acetona, etc. Un segundo conducto 32 del biometanador proporciona comunicación de fluido desde el módulo de separación 30 al biometanador 40 para hacer circular la segunda biomasa 110 desde el módulo de 25 separación 30 al biometanador 40.

El biometanador 40 está aguas abajo de, y en comunicación fluida con el sedimentador por gravedad 24, el módulo de separación 30, o ambos. El biometanador 40 puede recibir la biomasa del biohidrogenerador 20, el módulo de separación 30, o ambos, para ser descompuesto en CH₄ y CO₂ 114, y un residuo líquido 116 que contiene compuestos orgánicos residuales y microorganismos.

El biometanador 40 puede incluir un primer recipiente 42 del biometanador, un segundo recipiente del biometanador 44, o ambos. El primer recipiente 42 del biometanador está en comunicación de fluido con el primer conducto 28 del biometanador para recibir la primera biomasa 106 del decantador por gravedad 24. El segundo recipiente 44 del biometanador está en comunicación de fluido con el segundo conducto 32 del biometanador para recibir la segunda biomasa 110 del módulo de separación 30.

El sistema 10 puede incluir un controlador de la temperatura (no mostrado) para controlar la temperatura en el biorreactor completamente mezclado 22, en el biometanador 40, o ambos. Un intervalo de temperaturas típico en el que se mantiene la temperatura de los contenidos tanto del biorreactor completamente mezclado 22 y biometanador 40 es de entre aproximadamente 25°C y aproximadamente 37°C.

El sistema 10 puede incluir un dispensador (no mostrado) para dispensar nutrientes y compuestos de ajuste

del pH en el biorreactor completamente mezclado. Los nutrientes pueden incluir, por ejemplo, compuestos que contienen nitrógeno, compuestos que contienen fósforo, metales traza que incluyen hierro, manganeso, magnesio, calcio, cobalto, zinc, níquel, cobre, etc. Los compuestos de ajuste del pH pueden incluir, por ejemplo, sosa comercial, bicarbonato de sodio, hidróxido de sodio, hidróxido de calcio, hidróxido de magnesio, ácido nítrico, ácido clorhídrico, etc.

10 **Funcionamiento**

El sistema 10 se puede aplicar a la práctica de una realización del procedimiento 200. El material orgánico 100 penetra en el biorreactor completamente mezclado 22 y es descompuesto microbiológicamente por microorganismos productores de hidrógeno, dando como resultado productos que incluyen el gas H_2 y gas CO_2 , y el primer efluente líquido 104. El gas CO_2 es secuestrado por el hidróxido en la trampa de CO_2 y es capturado como bicarbonato en la trampa. Una corriente de H_2 102 sustancialmente libre de CO_2 se retira continuamente del biorreactor completamente mezclado 22. El primer efluente líquido 104 fluye hacia al sedimentador por gravedad 24. El bicarbonato capturado en la trampa de CO_2 permanece en la trampa de CO_2 y es retirado de forma discontinua del biorreactor 22.

En el sedimentador por gravedad 24, al menos una parte de los microorganismos se depositan en el fondo del

sedimentador por gravedad 24, resultando en la primera biomasa 106 y el segundo efluente líquido 108. La primera biomasa 106, en su totalidad o en parte, puede ser hecha recircular al biorreactor completamente mezclado 22, puede ser proporcionada al biometanador 40, puede ser desechada, o cualquier combinación de los mismos. El segundo efluente líquido 108 fluye hacia el módulo de separación 30.

En el módulo de separación 30, al menos una parte del segundo efluente líquido 108 se sedimenta en una segunda biomasa 110 y un tercer efluente líquido 112. El tercer efluente líquido 112 es emitida desde el módulo de separación 30 y es recuperado. La segunda biomasa 110 puede ser proporcionada al biometanador 40. Es también posible proporcionar la segunda biomasa 110 al biorreactor completamente mezclado, pero no es necesario en presencia de una corriente de reciclaje del decantador por gravedad 24.

La primera biomasa 106 se proporciona al primer recipiente 42 del biometanador a través del primer conducto 28 del biometanador. La segunda biomasa 110 se proporciona al segundo recipiente 44 del biometanador a través del segundo conducto 34 del biometanador. En el biometanador 40, la primera biomasa 106, la segunda biomasa 110, o ambas, son descompuestas microbiológicamente, resultando en la producción del CH_4 y CO_2 114. El CH_4 y CO_2 114 se emiten desde el biometanador 40 y se recuperan. El residuo líquido

116 se descarga del biometanador 40, se hace recircular al biometanador 40, o ambos.

Condiciones de funcionamiento y configuraciones del sistema a modo de ejemplo serán discutidas en lo que sigue con el fin de sólo un ejemplo y sin limitar el alcance de la invención, a menos de la materia objeto definida en las reivindicaciones.

EJEMPLOS

Configuración del IBRCS

10 Durante el ensayo del sistema 10, se observaron tres cambios importantes en las concentraciones de ácidos grasos volátiles (VFA) efluentes con secuestro de CO₂, un aumento en la concentración de acetato en una media de 45%, una disminución en la concentración de butirato en una media de 15 51% de su concentración original, y una eliminación completa de la producción de propionato. Además de ello, durante el ensayo, las tasas de producción de hidrógeno bajo dos tasas de carga orgánicas diferentes eran 63 L H₂/d (a 9 g/L de glucosa) y 132 LH₂/d (a 17 g/L de glucosa) y 20 casi se alcanzó 100% de hidrógeno puro.

Dos sistemas clarificadores de reactor de biohidrógeno integrados (IBRCSs) que consisten en un CSTR (7L de volumen de trabajo), seguido de un sedimentador por gravedad (volumen 8L) fueron hechos funcionar en paralelo en dos 25 OLRs diferentes. Para más detalles sobre el diseño del sistema, se hace referencia a Hafez et al. [2009]. OLR-1 y

OLR-2 fueron 25.7 y 51.4 g de COD/L-d, respectivamente. Una trampa cilíndrica de CO₂ (0.25 L de volumen) con un fondo poroso se introdujo en el sistema y se fijó a la tapa del reactor. Cada uno de los OLR fue hecho funcionar en dos condiciones en serie: 18 días sin secuestro de CO₂, seguido de 17 días con secuestro de CO₂ a través de la adición de nódulos de KOH (60 g) en la trampa de CO₂ fijada en el espacio de cabeza.

Lodos de semillas y sustrato

Lodo del digestor anaeróbico (ADS) se recogió de la planta depuradora de aguas residuales de St. Mary (St. Mary's, Ontario, Canadá) y se precalentó a 70°C durante 30 min para ser utilizado como la semilla. Glucosa se utilizó como sustrato con dos concentraciones diferentes de 8 g/L (OLR-1) y 16 g/L (OLR-2). La alimentación contenía suficientes compuestos inorgánicos en las siguientes concentraciones (mg/L): CaCl₂, 140; MgCl₂.6H₂O, 160; MgSO₄.7H₂O, 160; Na₂CO₃, 200; KHCO₃, 200; K₂HPO₄, 15; urea, 1500; H₃PO₄, 845; y disolución mineral traza con la composición como sigue (mg/L): FeCl₂.4H₂O, 2000; H₃BO₃, 50; ZnCl₂, 50; CuCl₂, 30; MnCl₂.4H₂O, 500; (NH₄)₆Mo₇O₂₄, 50; CoCl₂.6H₂O, 50; NiCl₂, 50; tetraacetato de etilendiamina, 0.5; y HCl concentrado, 1170. El tampón utilizado en la alimentación era NaHCO₃ a concentraciones de 3 y 5 g/L para los sistemas operativos en OLR-1 y OLR-2, respectivamente.

Un pH de 5.2 se mantuvo durante el experimento utilizando disolución de NaHCO_3 con una concentración de 168 g/L.

Métodos analíticos

El volumen de biogás producido se midió utilizando un
5 gasómetro de punta húmeda (Rebel wet-tip gas meter company, Nashville, TN, EE.UU.), mientras que la composición de biogás se determinó utilizando un cromatógrafo de gases (Modelo 310, SRI instruments, Torrance, CA) con un detector de la conductividad térmica (TCD) a una temperatura de 90°C
10 y una columna de tamiz molecular (tamiz molecular 5A, malla 80/100, 6 pies * 1/8 pulgadas) en una temperatura de 105°C. El argón se utilizó como gas portador a un caudal de 30 mL/min. Las concentraciones de ácidos grasos volátiles (VFAs) se analizaron utilizando un cromatógrafo de gases
15 (Varian 8500, Varian Inc., Toronto, Canadá) con un detector de ionización de llama (FID) a una temperatura de 250°C equipado con una columna de sílice fundida (30 m * 0.32 mm) a una temperatura de 110°C. Se utilizó helio como gas portador a un caudal de 5 mL/min. Los sólidos totales y
20 volátiles en suspensión (TSS, VSS) se midieron de acuerdo con métodos estándares [APHA 1995]. La glucosa se analizó mediante el kit de glucosa de Genzyme Diagnostics Inc. P.E.I. PE Canadá. Se utilizaron métodos de HACH y kits de ensayo (HACH Odyssey DR/2500) para medir las demandas de
25 oxígeno químicas total y soluble (TCOD, SCOD).

Producción de hidrógeno

La Figura 3 muestra el cambio en el contenido en H_2 debido a la adición de KOH en el espacio de cabeza. El contenido en H_2 alcanzó $57.3 \pm 4\%$ y $64.9 \pm 3\%$ en OLR-1 y OLR-2, respectivamente, sin KOH, aumentando rápidamente a 100% en ambos casos después de la aplicación de KOH en el espacio de cabeza. Park et al. [2005] lograron solamente el 87.4% de H_2 después de la adición de KOH en el espacio de cabeza de experimentos discontinuos productores de H_2 , debido al secuestro incompleto de CO_2 en el espacio de cabeza. Debe afirmarse que la composición del biogás del espacio de cabeza viene dictaminada no sólo por las tasas de producción de CO_2 y H_2 en fase líquida, sino también por la transferencia de masa de líquido a gas. Dado que en tandas, después de que se establezcan las tasas máximas de producción, las tasas generalmente disminuyen con el tiempo debido a tasas de utilización de sustrato inferiores, la extrapolación de los datos de la composición de biogás en tandas a sistemas de flujo continuo depende de numerosos factores relacionados con las condiciones de funcionamiento, es decir, OLR, HRT, la concentración de la biomasa, etc.

Las tasas de producción de H_2 aumentaron de 57 a 70 L H_2 /d y desde 118 a 146 de L H_2 /d, tanto en OLR-1 como en OLR-2, respectivamente. La figura 2 muestra un incremento medio del 23.5% en las tasas de producción de H_2 , en donde después de 12 días se alcanzó un rendimiento de estado

estacionario, con una fluctuación media de las tasas de producción de 3.4% y 8.7% tanto en OLR-1 como en OLR-2, respectivamente. Las tasas de producción de H_2 , basadas en litros de volumen del reactor antes de emplear KOH eran 8.2 ± 0.5 y 16.9 ± 1.0 L/L-d, que son consistentes con Hafez et al. [2010] que alcanzó 9.6 y 19.6 L/L-d. Después de emplear KOH, las tasas aumentaron a 10 ± 0.4 y 20.9 ± 1.1 L/L-d tanto para OLR-1 como para OLR-2, respectivamente. Se postula que la separación de CO_2 del espacio de cabeza forzó a las reacciones 1, 2 y 3 a seguir adelante, lo cual condujo a un aumento en la tasa de producción de H_2 con el fin de compensar la disminución en la concentración de CO_2 . La Figura 3 ilustra el contenido de hidrógeno con y sin secuestro de CO_2 , mientras que la Figura 4 ilustra las tasas de producción de hidrógeno con y sin secuestro de CO_2 .

Rendimientos de hidrógeno

Los rendimientos de H_2 alcanzados en OLR-1 y OLR-2 antes de secuestrar CO_2 eran 2.42 ± 0.15 y 2.50 ± 0.18 mol/mol, respectivamente, lo que es consistente con Hafez et al. [2010] que alcanzó rendimientos de H_2 de 2.8 y 2.9 mol/mol en las mismas OLRs y el HRT en el IBRCS. Estos resultados son 27% más altos que el rendimiento máximo de H_2 de 1.93 mol/mol que se logró por Zhang et al. [2006] a un OLR de 32.1 g de COD/L-d y un HRT de 8 horas en un

reactor de tanque agitado continuo utilizando glucosa y cultivo anaeróbico mixto.

La Figura 5 muestra el incremento en el rendimiento de H_2 debido al secuestro de CO_2 del espacio de cabeza. Un aumento medio del 23% se logró en ambos OLRs; con rendimientos medios de 2.96 ± 0.14 y 3.10 ± 0.19 mol/mol alcanzados en OLR-1 y OLR-2 con secuestro de CO_2 . El aumento en el rendimiento de H_2 se atribuye a las reacciones de desplazamiento 1 y 2 hacia adelante debido al secuestro de CO_2 de acuerdo con el principio de Le Chatelier [Sawyer et al., 2003]. Sin embargo, sólo se observó un aumento del 23%, ya que los rendimientos de H_2 utilizando el IBRCS antes de aplicar el secuestro de CO_2 ya son altos (2.42 ± 0.15 y 2.50 ± 0.18 mol/mol). Con un rendimiento de H_2 teórico máximo de 4 mol/mol, el rendimiento máximo práctico de 3.4 mol/mol teniendo en cuenta el rendimiento de biomasa, y el rendimiento máximo alcanzado de 3 mol/mol [Hafez et al., 2010], el aumento de 23% en el rendimiento debido al secuestro de CO_2 alcanzó el 91.2% del rendimiento práctico. El impacto del secuestro de CO_2 en el rendimiento de H_2 sería más drástico en los rendimientos de H_2 bajos alcanzados por otros sistemas que utilizan glucosa como sustrato y lodos anaeróbicos digeridos en forma de semilla tales como 1.8 mol/mol en un CSTR [Zhang et al., 2007; Show et al., 2007], 1.57 mol/mol en un reactor de lecho de lodo granular agitado [Wu et al.,

2008], y 1.83 mol/mol en un AFBR [Zhang et al., 2008; Show et al., 2010]. La Figura 5 ilustra el rendimiento de producción de hidrógeno con y sin el secuestro de CO₂.

3.3 Ácidos grasos volátiles (VFA)

5 La Tabla 1 muestra las concentraciones de VFA efluentes en OLR-1 y OLR-2 antes y después de emplear KOH en el espacio de cabeza. Es de destacar que hubo tres cambios importantes en las concentraciones de VFA efluente después de secuestrar CO₂; un aumento en la concentración
10 de acetato en una media de 45%, una disminución en la concentración de butirato a una media de 51% de su concentración original y una eliminación completa del propionato. Por el contrario, Park et al. [2005] observaron una disminución en la concentración de acetato después de
15 emplear KOH en el espacio de cabeza de sus experimentos discontinuos debido a la inhibición de homoacetogenesis, además de un aumento en la producción de etanol, con acetato y etanol como los dos principales sub-productos. Además, Kim et al. [2006] observaron una disminución en la
20 concentración de acetato de sólo el 35% de su valor original, y un aumento en las concentraciones tanto de butirato como de propionato de 101% y 28%, respectivamente, después de la aplicación continua de burbujeo de gas N₂ y CO₂ en un CSTR que produce H₂ a partir de sacarosa en un
25 OLR de 40 g de COD/L.d y un HRT de 12 horas. Sin embargo, los autores antes mencionados observaron bajos rendimientos

de H_2 de 0.75, 0.93 y 1.20 mol/mol de hexosa añadida sin burbujeo de gas, con burbujeo de N_2 y con burbujeo de CO_2 , respectivamente, indicativo de la producción de H_2 principalmente a través de la vía de butirato. Cabe señalar
5 que, dado que los sistemas mencionados anteriormente se hicieron funcionar a bajas concentraciones de biomasa de ~ 1000 mg de VSS/L, las tasas de producción de H_2 específicas son más bajas que en este estudio. Curiosamente con el burbujeo de N_2 solamente, Kim et al. [2006] observaron un
10 aumento del 24% en el rendimiento de H_2 que estaba de acuerdo con el 24% observado en este estudio, sin cambios en las comunidades microbianas, es decir, el predominio de la vía de butirato y sin continuar el burbujeo de gas después del burbujeo de N_2 . Los autores antes mencionados
15 repiten, sin embargo, que con el burbujeo de CO_2 , el rendimiento mejorado se debe a la inhibición de acetógenos y bacterias del ácido láctico, que compiten con productores de H_2 .

Los altos rendimientos de H_2 se han asociado con
20 acetato y butirato como productos de fermentación [Hawkes et al., 2002]. Las vías de acetato y butirato limitan el rendimiento de H_2 al intervalo de 2 a 4 moles de H_2 por 1 mol de glucosa (Ecuaciones 1 y 2). Por otro lado, los bajos rendimientos de H_2 se han asociado con la producción de
25 propionato [Hawkes et al., 2002]. La vía de propionato es una reacción que consume H_2 que afecta negativamente a los

rendimientos (Ecuación 3), por lo que debería evitarse la producción de propionato [Vavilin 1995]. Además, desde un punto de vista termodinámico, la Ecuación (5) muestra una reacción consumidora de propionato que produce H_2 y el acetato es termodinámicamente desfavorable (ΔG positivo). En consecuencia, la separación de CO_2 del espacio de cabeza desplazará la reacción (5) hacia el cambio de la reacción a que sea termodinámicamente favorable. Por consiguiente, aumentará tanto la producción de H_2 como de acetato, y se consumirá propionato, lo que explica el aumento en la concentración de acetato y la retirada de la concentración de propionato. Esta vía (Ecuación 5) aumentará el intervalo de la producción teórica de H_2 para alcanzar de 3 a 4 moles de H_2 por mol de glucosa, con acetato como el principal sub-producto.

La producción teórica de H_2 a partir de VFAs producidos se calculó sobre la base de 0.84 L de H_2 /g de acetato y 0.58 L de H_2 /g de butirato (Ecuaciones 1 y 2). Los valores teóricos mostrados en la Tabla 1 eran consistentes con el H_2 medido durante el experimento con una media teórica para relación medida de 116%.

Tabla 1 - Concentración de VFAs efluentes con y sin el secuestro de CO_2

		Acético	Propiónico	Butírico	H ₂ (L/d) teórico		H ₂ teórico total	H ₂ medido	H ₂ teórico/ medido
		g/L			de acé- tico	de butí- rico	L/d	L/d	%
OLR -1	Sin KOH	2.72 ±0.19	1.00 ±0.09	0.90 ±0.09	48.2	13.6	61.9	53.0	117
	Con KOH	3.92 ±0.29	ND	0.48 ±0.13	69.5	5.8	75.3	63.9	118
OLR -2	Sin KOH	5.77 ±0.42	1.00 ±0.07	0.78 ±0.15	102.2	9.4	111.6	102.2	110
	Con KOH	8.46 ±0.46	ND	0.38 ±0.10	149.9	4.6	154.5	130.0	119

3.4 SRT y rendimiento de biomasa

La Tabla 2 muestra las concentraciones de VSS del efluente y del reactor y los valores del SRT y los rendimientos de biomasa. Se observó un aumento en el VSS del efluente y del reactor después de secuestrar CO₂ del espacio de cabeza, lo que conduce a un incremento en el SRT de 2.5 a 2.67 d en caso de OLR-1 y de 2.03 a 2.31 en el caso de OLR-2.

Los rendimientos de biomasa, calculados sobre la base de la SCOD convertida, disminuyeron después de secuestrar CO₂ del espacio de cabeza. Para OLR-1 y OLR-2, los rendimientos de biomasa disminuyeron de 0.27 a 0.25 g de VSS/g de SCOD convertida y de 0.22 a 0.21 g de VSS/g de SCOD convertida, respectivamente.

Tabla 2 - Cálculos de SRT y de biomasa con y sin secuestro de CO₂

		Efluente de VSS g/L	Reactor de VSS g/L	Efluente de TS g/d	Reactor de TS g	SRT d	TCOD convertida g/L	Rendimiento de Biomasa g de VSS/g de TCOD convertidos
OLR-1	Sin KOH	0.76	5.7	15.96	39.9	2.50	2.36	0.32
	Con KOH	0.80	6.4	16.80	44.8	2.67	2.76	0.29
OLR-2	Sin KOH	1.20	7.3	25.20	51.1	2.03	4.32	0.28
	Con KOH	1.34	9.3	28.14	65.1	2.31	5.32	0.25

3.5 Balance de masa de la COD

La Tabla 3 muestra los datos del balance de masa de la COD con un cierre de $94 \pm 3\%$ que verifica la fiabilidad de los datos. El balance de la COD se calculó considerando la TCOD de entrada y salida así como la COD equivalente para

el H₂ producido. Se logró una reducción media de la COD de 31±4%, lo que es consistente con Hafez et al. [2010] quienes observaron una reducción del 30% en la COD.

Tabla 3 - Balance de masa de la COD con y sin secuestro de

5 **CO₂**

		TCOD dentro		TCOD fuera		Producción de H ₂			Balance de masa de COD*
		g/L	g/d	g/L	g/d	L/d	g/d	g COD/d	%
OLR-1	Sin KOH	9	180	6.2	135	53	4	34	94
	Con KOH	9	180	5.8	123	63	5	40	90
OLR-2	Sin KOH	17	360	12.8	286	101	8	64	97
	Con KOH	17	360	11.8	250	132	10	83	93

* Balance de COD (%) = [H₂ producido (g de COD/d) + TCOD fuera (g/d)] * 100/[TCODdentro (g/d)]

3.5 Requisitos de pH, tampón y KOH

El pH del reactor se mantuvo en 5.2 ± 0.2 durante el experimento utilizando una disolución tampón de 168 g/L NaHCO₃. Las concentraciones de tampón de 3 y 5 g de NaHCO₃/L en la alimentación se mantuvieron constantes antes y después del secuestro de CO₂ del espacio de cabeza tanto para OLR-1 como para OLR-2, respectivamente. Es de destacar que el uso de KOH en el espacio de cabeza para el secuestro de CO₂ disminuyó el consumo de tampón NaHCO₃ por el controlador de pH a sólo el 16% de su consumo antes de añadir el KOH, mientras que el consumo general de tampón

NaHCO₃, es decir, el sistema de alimentación y de control del pH del reactor disminuyó en un 58%. La Tabla 4 muestra las concentraciones de tampón utilizadas en la alimentación y consumidas por el controlador de pH para mantener un pH
5 constante de 5.2 ± 0.2 durante la producción de H₂.

El consumo teórico de KOH de 117 y 174 g/d para OLR-1 y OLR-2, respectivamente, se calculó sobre la base de las tasas de producción experimentales de CO₂ y un consumo teórico de KOH de 1.27 g de KOH/g de CO₂ (Ecuación 6). Sin
10 embargo, se observó que las tasas experimentales de consumo de KOH eran 136 y 196 g/d para OLR-1 y OLR-2, respectivamente, con un incremento del 14% y 11% frente a las tasas teóricas.



15 Se calculó que el consumo global de alcalinidad incluyendo tanto NaHCO₃ como KOH era 120 y 195 mg de CaCO₃/d antes de la aplicación de KOH y 173 y 256 mg de CaCO₃/d después de la aplicación de KOH tanto para OLR-1 como para OLR-2, respectivamente. A pesar de que el
20 consumo global de la alcalinidad aumentó en un 44% y un 31% en OLR-1 y OLR-2, respectivamente, esto se ve compensado por el aumento en los rendimientos de producción de H₂ y las tasas y mediante la obtención de 100% de H₂. Además, el KHCO₃ producido se puede reciclar y utilizar como un
25 tampón, lo que reducirá el consumo global de tampón.

Tabla 4 - Requisitos de tampón y KOH

		NaHCO ₃ añadido							
		Alimenta- ción		Controlador del pH			Total		
					Conc. de la Disol.				
		pH	g/L	g/d	mL/d	g/L	g/d	g/d	g NaHCO ₃ /g de alimen- tación de glucosa
OLR -1	Sin KOH	5.2±0.2	3	63	825	168	139	202	1.2
	Con KOH	5.2±0.2	3	63	140	168	24	87	0.52
OLR -2	Sin KOH	5.2±0.2	5	105	1320	168	222	327	1.0
	Con KOH	5.2±0.2	5	105	190	168	32	137	0.41

Como se desprende de las realizaciones a modo de ejemplo del procedimiento de esta descripción, la separación continua de CO₂ del espacio de cabeza desplazó las vías de producción de H₂ hacia adelante, aumentando los rendimientos de H₂ en un 23% a 3.1 mol/mol y las tasas de producción de H₂ en un 23.5%. El secuestro de CO₂ afectó a las tasas de producción de H₂, así como el ΔG de la vía termodinámicamente desfavorable que consume propionato y produce H₂ y acetato. La concentración de acetato del efluente se incrementó en 45% después de aplicar KOH en el

espacio de cabeza, mientras que la concentración de butirato se redujo al 51% de su valor sin el secuestro de CO₂. El secuestro de CO₂ cambió la vía de consumo de propionato para que fuese termodinámicamente favorable, produciendo más de acetato y H₂. Aunque el consumo de tampón para el control del pH después del secuestro de CO₂ se redujo a 42% de su tasa original antes de la separación de CO₂, el consumo global de alcalinidad considerando la trampa de KOH agotado, aumentó de 36% a 44%. En la descripción que antecede, con fines de explicación, se recogen numerosos detalles con el fin de proporcionar una comprensión exhaustiva de las realizaciones. Sin embargo, resultará evidente para un experto en la técnica que no se requieren estos detalles específicos.

Las realizaciones descritas anteriormente pretenden ser solamente ejemplos. Pueden efectuarse alteraciones, modificaciones y variaciones a las realizaciones particulares por los expertos en la técnica sin apartarse del alcance, que se define únicamente por las reivindicaciones adjuntas a esta memoria.

Se hace constar que con relación a esta fecha, el mejor método conocido por la solicitante para llevar a la práctica la citada invención, es el que resulta claro de la presente descripción de la invención.

Referencias:

1. Nuri Azbar, David Levin. State of the art and Progress in Production of Biohydrogen. Bentham Science Publishers, 2012
2. D. C. Dayton. Fuel Cell Integration – A Study of
5 the Impacts of Gas Quality and Impurities. National Renewable Energy Laboratory, 2001
3. Larminie J, Dicks A. Fuel cell systems explained. New York: Wiley, 2000
4. Sompong O-Thong, Poonsuk Prasertsan, Nils-Kare
10 Birkeland. Evaluation of methods for preparing hydrogen-producing seed inocula under thermophilic condition by process performance and microbial community analysis. Bioresource Technology 2009; 100: 909-918
5. David B. Levin, Lawrence Pitt, Murray Love.
15 Biohydrogen production: prospects and limitations to practical application. International Journal of Hydrogen Energy 2004; 29: 173-185
6. Claire N. Sawyer, Perry L. McCarty, Gene F. Parkin. Chemistry for Environmental Engineering and Science
20 (5^a edición). McGraw-Hill Companies, Inc. 2003
7. Kaushik Nath, Debabrata Das. Improvement of fermentative hydrogen production: various approaches. Appl Microbiol Biotechnol 2004; 65: 520-529
8. I. Hussy, F.R. Hawkes, R. Dinsdale, D.L. Hawkes.
25 Continuous fermentative hydrogen production from sucrose

and sugarbeet. International Journal of Hydrogen Energy 2005; 30: 471-483

9. Dong-Hoon Kim, Sun-Kee Han, Sang-Hyoun Kim, Hang-Sik Shin. Effect of gas sparging on continuous fermentative
5 hydrogen production. International Journal of Hydrogen Energy 2006; 31: 2158-2169

10. Jeremy T. Kraemer, David M. Bagley. Improving the yield from fermentative hydrogen production. Biotechnol Lett 2007; 29: 685-695

10 11. Biswajit Mandal, Kaushik Nath. Improvement of biohydrogen production under decreased partial pressure of H₂ by *Enterobacter cloacae*. Biotechnol Lett 2006; 28: 831-835

12. Teh-Ming Liang, Sheng-Shung Cheng, Kung-Long Wu.
15 Behavioural study on hydrogen fermentation reactor installed with silicone rubber membrane. International Journal of Hydrogen Energy 2002; 27: 1157-1165

13. Wooshin Park, Seung H. Hyun, Sang-Eun Oh, Bruce E. Logan, In S. Kim. Removal of headspace biological
20 hydrogen production. Environ Sci Technol 2005; 39: 4416-4420

14. Bradley E. Jackson, Michael J. McInerney. Anaerobic microbial metabolism can proceed close to thermodynamic limits. Nature 2002; 415: 454-456

15. Hisham Hafez, George Nakhla, Hesham El Naggar. Biological hydrogen production from corn-syrup waste using a novel system. *Energies* 2009; 2: 445-455

16. APHA, AWWA, WEF. Standard methods for examination
5 of water and wastewater. 19^a ed; 1995

17. Hisham Hafez, George Nakhla, M. Hesham El. Naggar, Elsayed Elbeshbishy, Bitar Baghchehsaraee. Effect of organic loading on a novel hydrogen bioreactor. *International Journal of Hydrogen Energy* 2010; 35: 81-92

10 18. Zhen-Peng Zhang, Kuan-Yeow Show, Joo-Hwa Tay, David Tee Liang, Duu-Jong Lee, Wen-Ju Jiang. Effect of hydraulic retention time on biohydrogen production and anaerobic microbial community. *Process Biochemistry* 2006; 41: 2118-2123

15 19. Zhen-Peng Zhang, Kuan-Yeow Show, Joo-Hwa Tay, David Tee Liang, Duu-Jong Lee, Wen-Ju Jiang. Rapid formation of hydrogen-producing granules in an anaerobic continuous stirred tank reactor induced by acid incubation. *Biotechnology and Bioengineering* 2007; 96: 1040-1050

20 20. Kuan-Yeow Show, Zhen-Peng Zhang, Joo-Hwa Tay, David Tee Liang, Duu-Jong Lee, Wen-Ju Jiang. Production of hydrogen in a granular sludge-based anaerobic continuous stirred tank reactor. *International Journal of Hydrogen Energy* 2007; 32: 4744-4753

25 21. Shu-Yii Wu, Chun-Hsiung Hung, Chiu-Yue Lin, Ping-Jei Lin, Kuo-Shing Lee, Chi-Num Lin, Fang-Yuan Chang, Jo-

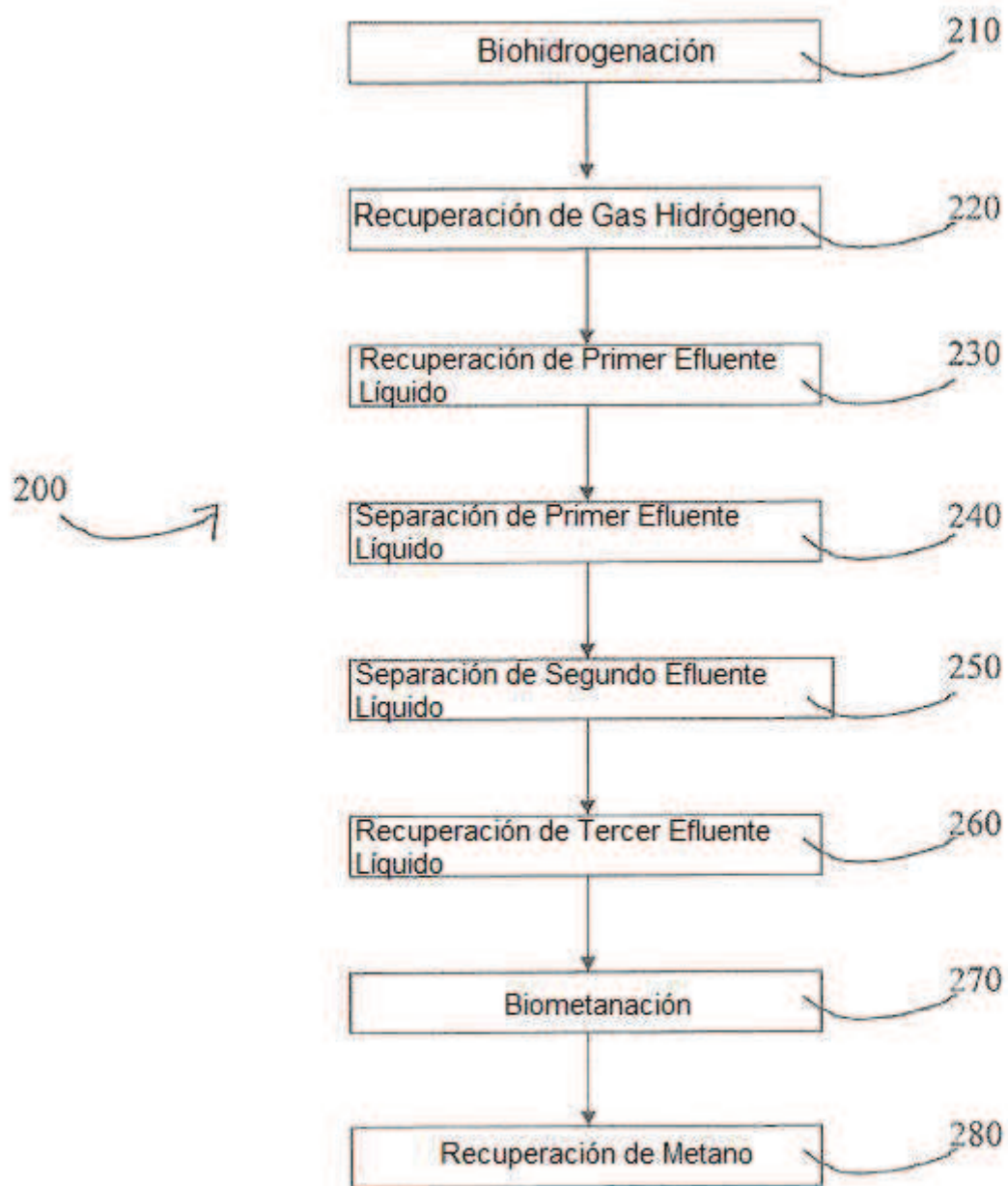
Shu Chang. HRT-dependent hydrogen production and bacterial community structure of mixed anaerobic microflora in suspended, granular and immobilized sludge systems using glucose as the carbon substrate. International Journal of Hydrogen Energy 2008; 33: 1542-1549

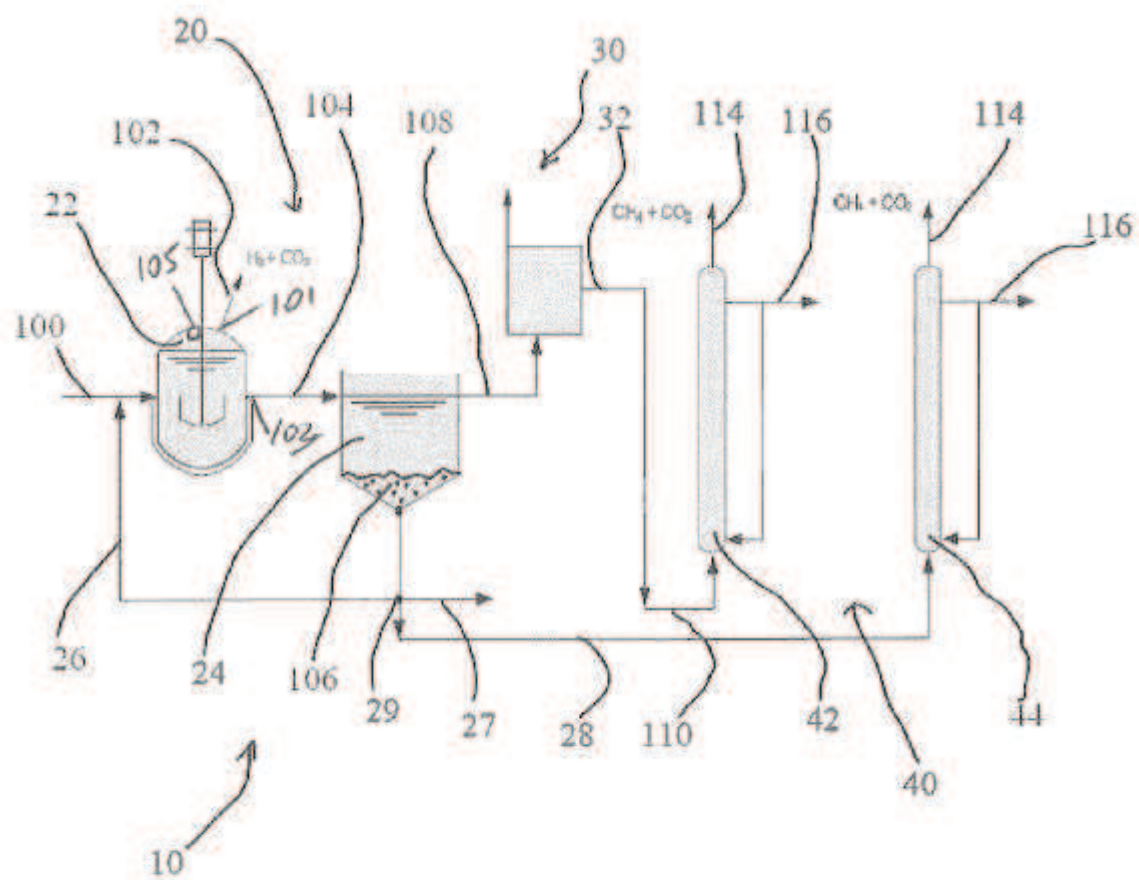
22. Zhen-Peng Zhang, Kuan-Yeow Show, Joo-Hwa Tay, David Tee Liang, Duu-Jong Lee, Ay Su. The role of acid incubation in rapid immobilization of hydrogen-producing culture in anaerobic upflow column reactors. International Journal of Hydrogen Energy 2008; 33: 5151-5160

23. Kuan-Yeow Show, Zhen-Peng Zhang, Joo-Hwa Tay, David Tee Liang, Duu-Jong Lee, Nanqi Ren, Aijie Wang. Critical assessment of anaerobic processes for continuous biohydrogen production from organic wastewater. International Journal of Hydrogen Energy 2010; 35: 13350-13355

24. F. R. Hawkes, R. Dinsdale, D.L. Hawkes, I. Hussy. Sustainable fermentative hydrogen production: challenges for process optimisation. International Journal of Hydrogen Energy 2002; 27: 1339-1347

V. A. Vavilin, S. V. Rytow, L. Ya Lokshina. Modelling hydrogen partial pressure change as a result of competition between the butyric and propionic groups of acidogenic bacteria. Bioresource Technology 1995; 54: 171-177

**Figura 1**

**Figura 2**

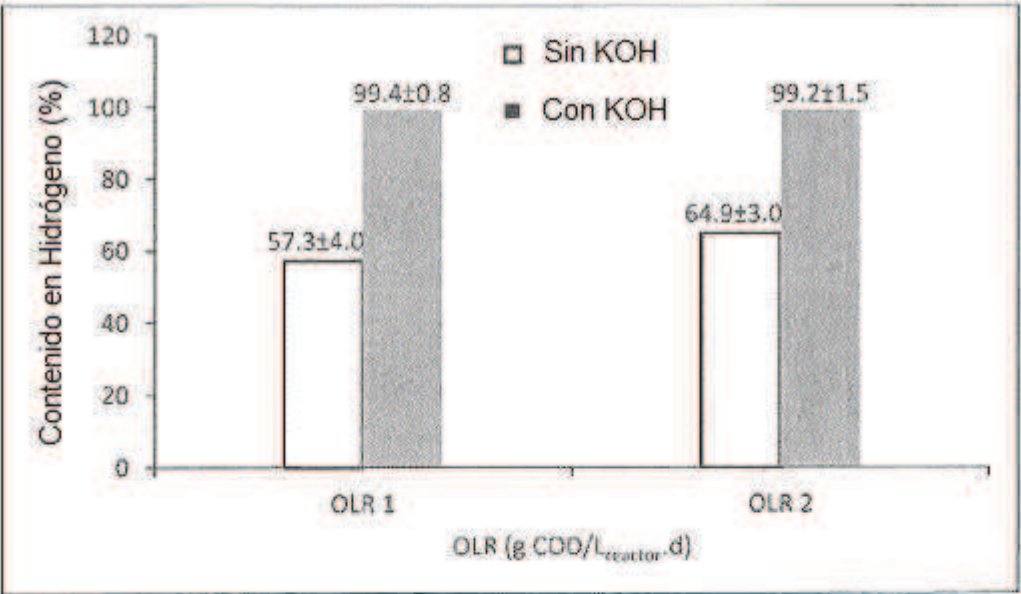


Figura 3

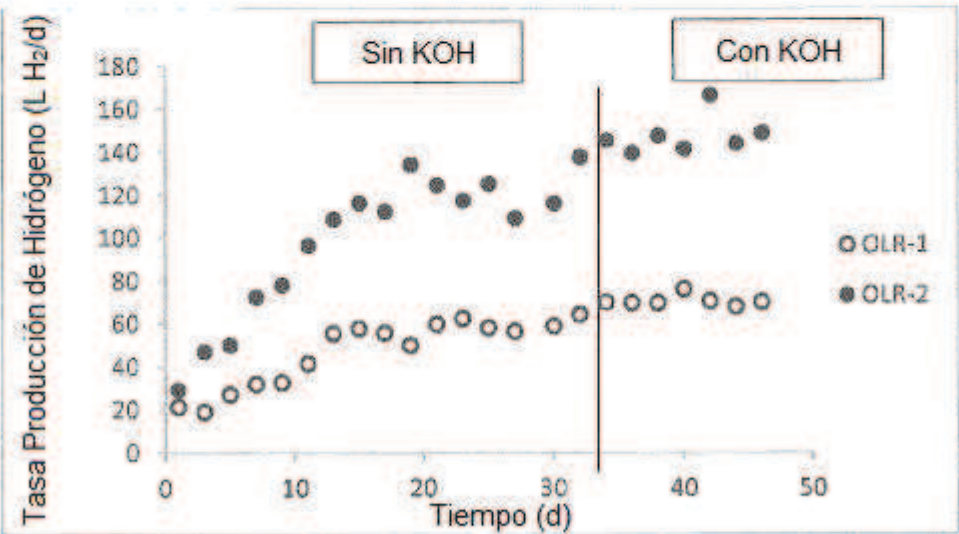
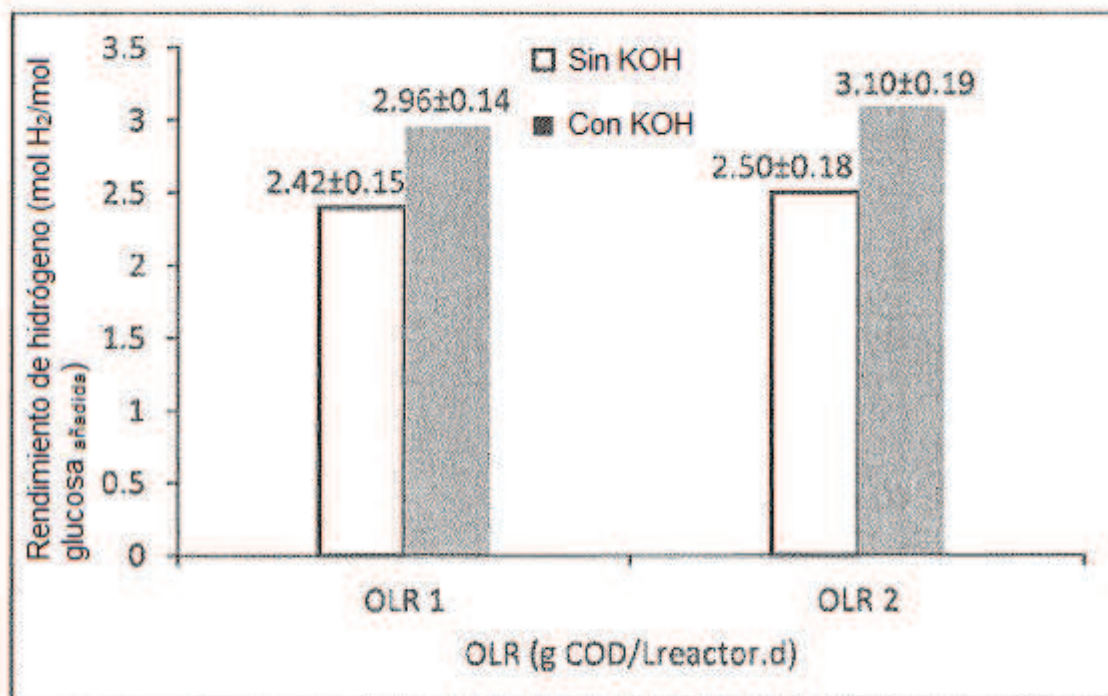


Figura 4

**Figura 5**

LO QUE SE REIVINDICA ES:

1. Un método para producir hidrógeno mediante fermentación oscura a partir de material orgánico, que comprende las etapas de

5 introducir material orgánico y microorganismos en un biorreactor completamente mezclado para descomponer el material orgánico en productos que incluyen gas H_2 , gas CO_2 , ácidos grasos volátiles y alcoholes mediante fermentación oscura;

10 secuestrar continuamente gas CO_2 dentro de un espacio de cabeza del biorreactor para capturar el CO_2 en forma de bicarbonato dentro del espacio de cabeza; y recuperar al menos una parte del gas H_2 del espacio de cabeza bajo vacío, con lo que el gas H_2 recuperado
15 está sustancialmente libre de CO_2 .

2. El método de la reivindicación 2, en el que el gas H_2 se recupera continuamente del espacio de cabeza.

3. El método de la reivindicación 2, en el que la etapa de secuestrar continuamente CO_2 dentro del espacio de
20 cabeza incluye la etapa adicional de separar del espacio de cabeza, de forma discontinua, al menos una parte del bicarbonato.

4. El método de la reivindicación 1, en el que la etapa de capturar continuamente CO_2 incluye mantener
25 continuamente un hidróxido de metal en el espacio de cabeza

para la unión del CO₂ gaseoso en forma de bicarbonato de metal dentro del espacio de cabeza.

5. El método de la reivindicación 5, en el que el hidróxido de metal se utiliza en forma sólida.

5 6. El método de la reivindicación 6, en el que el hidróxido de metal es un hidróxido de metal alcalino.

7. El método de la reivindicación 7, en el que el hidróxido de metal es KOH o NaOH.

8. El método de la reivindicación 8, en el que el
10 hidróxido de metal está en forma de nódulos de KOH o NaOH 100% puros.

9. El método de la reivindicación 1, que comprende la etapa adicional de mantener una concentración de microorganismos en el biorreactor completamente mezclado en
15 un valor preseleccionado.

10. El método de la reivindicación 10, que comprende la etapa adicional de controlar el pH del biorreactor completamente mezclado.

11. El método de la reivindicación 11, en el que el pH
20 del biorreactor completamente mezclado se mantiene dentro de un intervalo de 3 a 6.8.

12. El método de la reivindicación 12, en el que el pH se mantiene en aproximadamente 5.2.

13. Un sistema para producir hidrógeno, metano, ácidos
25 grasos volátiles y alcoholes a partir de material orgánico, que comprende:

un biorreactor completamente mezclado para la fermentación oscura;

una entrada para suministrar al biorreactor microorganismos y el material orgánico que ha de ser

5 descompuesto en productos que incluyen gas H_2 , gas CO_2 , ácidos grasos volátiles (VFA) y alcoholes;

una trampa de CO_2 en un espacio de cabeza del reactor, incluyendo la trampa de CO_2 un hidróxido sólido para el secuestro del gas CO_2 del espacio de cabeza y la

10 captura del CO_2 en forma de bicarbonato dentro del espacio de cabeza;

una salida de gas para la separación del espacio de cabeza de un efluente gaseoso que incluye gas H_2 ; y

una salida de líquido para retirar del biorreactor un

15 primer efluente líquido que incluye al menos una parte de los microorganismos, los ácidos grasos volátiles y los alcoholes.

14. El sistema de la reivindicación 14, en donde el biorreactor completamente mezclado es un reactor

20 seleccionado del grupo que consiste en un único reactor de tanque continuamente agitado, un reactor de tanque multi-etapa continuamente agitado, un reactor anaeróbico de manto de lodos de flujo ascendente, un reactor de manto de lodos granular de lecho expandido, un reactor de medio granular

25 anaeróbico de flujo descendente, un reactor de medio granular anaeróbico de flujo ascendente, un reactor de

tanque anaeróbico con deflectores, un reactor anaeróbico de manto migrante y un biorreactor de lecho fluidizado anaeróbico.

15 15. El sistema de la reivindicación 14, en donde la trampa incluye un hidróxido de metal sólido.

16. El sistema de la reivindicación 16, en donde la trampa incluye un hidróxido de metal alcalino sólido.

17. El sistema de la reivindicación 17, en donde la trampa incluye KOH o NaOH.

10 18. El sistema de la reivindicación 18, en donde el KOH está en forma de nódulos de 100% de KOH, o NaOH.

15 19. El sistema de la reivindicación 14, que comprende dos o más trampas de CO₂ retirables por separado del espacio de cabeza para la separación del bicarbonato durante el funcionamiento continuo del reactor.

20 20. El sistema de la reivindicación 14, que comprende, además, un sedimentador por gravedad en comunicación de fluido con la salida de líquido para separar el primer efluente líquido en una primera biomasa sedimentada que incluye al menos una parte de los microorganismos y un segundo efluente líquido que incluye al menos una parte de los ácidos grasos volátiles, los alcoholes y los microorganismos; y medios para alimentar la primera biomasa del decantador por gravedad al biorreactor completamente
25 mezclado para mantener una concentración de microorganismos

en el biorreactor completamente mezclado en un valor preseleccionado.

21. El sistema de la reivindicación 21, que comprende, además, un dispensador para dispensar productos químicos
5 para el ajuste del pH en el biorreactor completamente mezclado.

22. El sistema de la reivindicación 22, que comprende, además, un controlador de la temperatura para controlar una temperatura del biorreactor.

Reivindicaciones Modificadas Bajo el Artículo 19 PCT

1. Un método para producir continuamente hidrógeno mediante fermentación oscura a partir de material
5 orgánico, que comprende las etapas de
introducir continuamente material orgánico y microorganismos en un biorreactor completamente mezclado para descomponer continuamente el material orgánico en productos que incluyen gas H_2 , gas CO_2 ,
10 ácidos grasos volátiles y alcoholes mediante fermentación oscura;
secuestrar continuamente gas CO_2 dentro de un espacio de cabeza del biorreactor para capturar el CO_2 en forma de bicarbonato dentro del espacio de
15 cabeza; y
recuperar al menos una parte del gas H_2 del espacio de cabeza bajo vacío, con lo que el gas H_2 recuperado está sustancialmente libre de CO_2 .
2. El método de la reivindicación 1, en el que el
20 gas H_2 se recupera continuamente del espacio de cabeza.
3. El método de la reivindicación 2, en el que la etapa de secuestrar continuamente CO_2 dentro del espacio de cabeza incluye la etapa adicional de separar del

espacio de cabeza, de forma discontinua, al menos una parte del bicarbonato.

4. El método de la reivindicación 1, en el que la etapa de capturar continuamente CO₂ incluye mantener
5 continuamente un hidróxido de metal en el espacio de cabeza para la unión del CO₂ gaseoso en forma de bicarbonato de metal dentro del espacio de cabeza.

5. El método de la reivindicación 4, en el que el hidróxido de metal se utiliza en forma sólida.

10 6. El método de la reivindicación 5, en el que el hidróxido de metal es un hidróxido de metal alcalino.

7. El método de la reivindicación 6, en el que el hidróxido de metal es KOH o NaOH.

8. El método de la reivindicación 7, en el que el
15 hidróxido de metal está en forma de nódulos de KOH o NaOH 100% puros.

9. El método de la reivindicación 1, que comprende la etapa adicional de mantener una concentración de microorganismos en el biorreactor completamente mezclado
20 en un valor preseleccionado.

10. El método de la reivindicación 9, que comprende la etapa adicional de controlar el pH del biorreactor completamente mezclado.

11. El método de la reivindicación 10, en el que el pH del biorreactor completamente mezclado se mantiene dentro de un intervalo de 3 a 6.8.

12. El método de la reivindicación 11, en el que el pH se mantiene en aproximadamente 5.2.

13. Un sistema para producir hidrógeno, metano, ácidos grasos volátiles y alcoholes a partir de material orgánico, que comprende:

un biorreactor completamente mezclado para la fermentación oscura;

una entrada para suministrar al biorreactor microorganismos y el material orgánico que ha de ser descompuesto en productos que incluyen gas H_2 , gas CO_2 , ácidos grasos volátiles (VFA) y alcoholes;

una trampa de CO_2 en un espacio de cabeza del reactor, incluyendo la trampa de CO_2 un hidróxido sólido para el secuestro del gas CO_2 del espacio de cabeza y la captura del CO_2 en forma de bicarbonato dentro del espacio de cabeza;

una salida de gas para la separación del espacio de cabeza de un efluente gaseoso que incluye gas H_2 ; y una salida de líquido para retirar del biorreactor un primer efluente líquido que incluye al menos una

parte de los microorganismos, los ácidos grasos volátiles y los alcoholes.

14. El sistema de la reivindicación 13, en donde el biorreactor completamente mezclado es un reactor
5 seleccionado del grupo que consiste en un único reactor de tanque continuamente agitado, un reactor de tanque multi-etapa continuamente agitado, un reactor anaeróbico de manto de lodos de flujo ascendente, un reactor de manto de lodos granular de lecho expandido, un reactor de
10 medio granular anaeróbico de flujo descendente, un reactor de medio granular anaeróbico de flujo ascendente, un reactor de tanque anaeróbico con deflectores, un reactor anaeróbico de manto migrante y un biorreactor de lecho fluidizado anaeróbico.

15 15. El sistema de la reivindicación 14, en donde la trampa incluye un hidróxido de metal sólido.

16. El sistema de la reivindicación 15, en donde la trampa incluye un hidróxido de metal alcalino sólido.

17. El sistema de la reivindicación 16, en donde la
20 trampa incluye KOH o NaOH.

18. El sistema de la reivindicación 17, en donde el KOH está en forma de nódulos de 100% de KOH, o NaOH.

19. El sistema de la reivindicación 14, que comprende dos o más trampas de CO₂ retirables por

separado del espacio de cabeza para la separación del bicarbonato durante el funcionamiento continuo del reactor.

20. El sistema de la reivindicación 14, que
5 comprende, además, un sedimentador por gravedad en comunicación de fluido con la salida de líquido para separar el primer efluente líquido en una primera biomasa sedimentada que incluye al menos una parte de los microorganismos y un segundo efluente líquido que incluye
10 al menos una parte de los ácidos grasos volátiles, los alcoholes y los microorganismos; y medios para alimentar la primera biomasa del decantador por gravedad al biorreactor completamente mezclado para mantener una concentración de microorganismos en el biorreactor
15 completamente mezclado en un valor preseleccionado.

21. El sistema de la reivindicación 20, que comprende, además, un dispensador para dispensar productos químicos para el ajuste del pH en el biorreactor completamente mezclado.

20 22. El sistema de la reivindicación 21, que comprende, además, un controlador de la temperatura para controlar una temperatura del biorreactor.

RESUMEN

MÉTODO DE PRODUCCIÓN DE BIOHIDRÓGENO Y REACTOR

Se describe un método para producir H_2 , VFAs y alcoholes a partir de material orgánico, que incluye las etapas de introducir material orgánico y microorganismos en un biorreactor completamente mezclado para producir H_2 , CO_2 , VFAs y alcoholes; secuestrar CO_2 en el espacio de cabeza del biorreactor; recuperar H_2 del espacio de cabeza y recuperar un primer efluente líquido que incluye microorganismos, VFAs y alcoholes. También se describe un sistema para producir H_2 , VFAs y alcoholes a partir de material orgánico, que incluye un biorreactor completamente mezclado para la fermentación oscura; una entrada para suministrar microorganismos y el material orgánico a descomponer; una trampa de CO_2 en el espacio de cabeza y que incluye un hidróxido sólido para el secuestro del gas CO_2 del espacio de cabeza; y una salida de gas para la separación del espacio de cabeza de un efluente gaseoso que incluye gas H_2 . El sistema y el método proporcionan tasas de producción de H_2 superiores y una corriente de H_2 está sustancialmente libre de CO_2 .