



## (12) ОПИСАНИЕ ИЗОБРЕТЕНИЯ К ЕВРАЗИЙСКОМУ ПАТЕНТУ

(45) Дата публикации и выдачи патента  
2019.05.31

(21) Номер заявки  
201490136

(22) Дата подачи заявки  
2012.05.31

(51) Int. Cl. C12M 1/02 (2006.01)  
C12M 1/04 (2006.01)  
C12M 1/06 (2006.01)  
C12P 7/06 (2006.01)

---

(54) СПОСОБ ФЕРМЕНТАЦИИ СИНТЕЗ-ГАЗА С ВЫСОКИМ КОЭФФИЦИЕНТОМ  
МАССОПЕРЕНОСА

---

(31) 61/571,564; 61/571,565; 61/573,845;

13/471,827; 13/471,858; 13/473,167

(32) 2011.06.30; 2011.06.30; 2011.09.13;  
2012.05.15; 2012.05.15; 2012.05.16

(33) US

(43) 2014.09.30

(86) PCT/US2012/040319

(87) WO 2013/002947 2013.01.03

(71)(73) Заявитель и патентовладелец:  
ИНЕОС БИО СА (CH)

(72) Изобретатель:

Белл Петер Симпсон, Ко Чин-Ван  
(US)

(74) Представитель:

Дементьев В.Н., Клюкин В.А.,  
Христофоров А.А., Угрюмов  
В.М., Лью Т.Н., Глухарёва А.О.,  
Гизатуллина Е.М., Карпенко О.Ю.,  
Строкова О.В. (RU)

(56) ANDREW J. UNGERMAN ET AL.: "Carbon Monoxide Mass Transfer for Syngas Fermentation in a Stirred Tank Reactor with Dual Impeller Configurations", BIOTECHNOLOGY PROGRESS, vol. 23, no. 3, 1 January 2007 (2007-01-01), pages 613-620, XP55036696, ISSN: 8756-7938, DOI: 10.1021/bp060311z abstract page 613-614; figures 1,3  
ISMAIL KSK ET AL.: "Biological hydrogen production from CO: Bioreactor performance",

BIOCHEMICAL ENGINEERING JOURNAL, ELSEVIER, AMSTERDAM, NL, vol. 39, no. 3, 1 May 2008 (2008-05-01), pages 468-477, XP022590978, ISSN: 1369-703X, DOI: 10.1016/J.BEJ.2007.11.003 [retrieved on 2007-11-19] abstract page 469; figure 3

M.D. BREDWELL ET AL.: "Mass-Transfer Properties of Microbubbles. 1. Experimental Studies", BIOTECHNOLOGY PROGRESS, vol. 14, no. 1, 6 February 1998 (1998-02-06), pages 31-38, XP55036697, ISSN: 8756-7938, DOI: 10.1021/bp970133x abstract

MAEDEH MOHAMMADI ET AL.: "Bioconversion of synthesis gas to second generation biofuels: A review", RENEWABLE AND SUSTAINABLE ENERGY REVIEWS, ELSEVIERS SCIENCE, NEW YORK, NY, US, vol. 15, no. 9, 5 July 2011 (2011-07-05), pages 4255-4273, XP028120628, ISSN: 1364-0321, DOI: 10.1016/J.RSER.2011.07.124 [retrieved on 2011-08-18]

MUNASINGHE P.C. ET AL.: "Biomass-derived syngas fermentation into biofuels: Opportunities and challenges", BIORESOURCE TECHNOLOGY, ELSEVIER BV, GB, vol. 101, no. 13, 1 July 2010 (2010-07-01), pages 5013-5022, XP026986241, ISSN: 0960-8524 [retrieved on 2010-03-27] abstract

JOSEPH J. BELLUCCI ET AL.: "Evaluation of oxygen transfer rates in stirred-tank bioreactors for clinical manufacturing", BIOTECHNOLOGY PROGRESS, vol. 27, no. 2, 7 January 2011 (2011-01-07), pages 368-376, XP55046691, ISSN: 8756-7938, DOI: 10.1002/btpr.540 abstract

CN-U-201762316

(57) Предлагается способ, который является эффективным для оптимизации массопереноса CO. Способ включает введение синтез-газа в реакционный сосуд через барботер газа, расположенный ниже уровня жидкости в реакционном сосуде. Синтез-газ вводят при скорости потока, эффективной для поддержания давления внутри реакционного сосуда по меньшей мере примерно 1 psig. Обеспечена энергия перемешивания примерно от 0,01 до 12 кВт/м<sup>3</sup> среды. Способ является эффективным для обеспечения объемного коэффициента массопереноса CO примерно от 100 до 1500 в час.

По данной заявке испрашивается приоритет согласно предварительным заявкам на патент США № 61/571564 и 61/571565, поданным 30 июня 2011 года, и № 61/573845, поданной 13 сентября 2011 года, полное содержание которых включено в настоящий документ путем отсылки.

Предлагается способ и устройство, которые являются эффективными для улучшения массопереноса монооксида углерода (СО). В частности, факторы, в том числе качество синтез-газа, барботирование синтез-газа, давление реактора и смешивание, сбалансированы для обеспечения улучшенного объемного коэффициента массопереноса СО во время ферментации синтез-газа.

#### **Сведения о предшествующем уровне техники**

Анаэробные микроорганизмы могут вырабатывать этанол из монооксида углерода (СО) посредством ферментации газообразных субстратов. В процессе ферментации с использованием анаэробных микроорганизмов рода *Clostridium* вырабатывается этанол и другие полезные продукты. Например, в патенте США № 5173429 описан *Clostridium ljungdahlii* ATCC № 49587, анаэробный микроорганизм, который вырабатывает этанол и ацетат из синтетического газа. В патенте США № 5807722 описан способ и устройство для превращения отработанных газов в органические кислоты и спирты с использованием *Clostridium ljungdahlii* ATCC No. 55380. В патенте США № 6136577 описан способ и устройство для превращения отработанных газов в этанол с использованием *Clostridium ljungdahlii* ATCC № 55988 и 55989.

Во многих случаях СО участвует в процессе ферментации как часть газообразного субстрата в форме синтез-газа. Газификация углеродсодержащих материалов для получения генераторного газа, или синтетического газа, или синтез-газа, который включает монооксид углерода и водород, хорошо известна в данной области. Обычно такой процесс газификации включает частичное окисление или окисление при недостатке воздуха углеродсодержащего материала, при этом субстехиометрическое количество кислорода подается в процесс газификации для стимуляции выработки монооксида углерода, как описано в WO 2009/154788.

Ферментация газообразных субстратов может быть затруднительной, так как по меньшей мере часть газообразного субстрата должна раствориться в водном ферментационном бульоне перед тем, как субстрат может быть метаболизирован культурой микроорганизмов. Ферментации, в которых газообразный субстрат обеспечивает источник углерода и энергии для микроорганизма, являются особенно затруднительными из-за большого количества субстрата, который должен быть растворен в ферментационном бульоне перед тем, как будет протекать метаболизм. Субстраты, такие как СО, которые имеют низкую растворимость в водном ферментационном бульоне, требуют высокоэффективного массопереноса в водный ферментационный бульон, так как СО обеспечивает источник углерода для анаэробной ферментации. Попытки улучшения массопереноса СО описаны в патентах США № 5972661 и 7201884 и в WO 2011/028137.

#### **Краткое описание изобретения**

Предлагаются способы и устройство, которые являются эффективными для улучшения объемного коэффициента массопереноса СО во время ферментации синтез-газа. В одном аспекте предлагается способ ферментации синтез-газа, который включает введение синтез-газа в реакционный сосуд через барботер (рассекатель) газа или газораспределитель. Барботер газа расположен ниже уровня жидкости в реакционном сосуде, и синтез-газ вводят при скорости потока, эффективной для поддержания давления внутри реакционного сосуда, по меньшей мере примерно 1 psig и в другом аспекте по меньшей мере примерно 10 psig. Синтез-газ имеет молярное отношение СО/СО<sub>2</sub> по меньшей мере примерно 0,75. Реакционный сосуд обеспечивается энергией перемешивания в количестве примерно от 0,01 до 12 кВт/м<sup>3</sup> среды. Способ является эффективным для обеспечения объемной производительности (STY) по меньшей мере примерно 10 г этанола/(л·день) и объемного коэффициента массопереноса СО примерно от 100 до 1500 в час.

В другом аспекте предлагается способ ферментации синтез-газа, который включает введение синтез-газа в реакционный сосуд через барботер газа. Барботер газа расположен ниже уровня жидкости в реакционном сосуде, и синтез-газ вводят при скорости потока, эффективной для поддержания давления внутри реакционного сосуда по меньшей мере примерно 1 psig и в другом аспекте по меньшей мере примерно 10 psig. Синтез-газ имеет молярное отношение СО/СО<sub>2</sub> по меньшей мере примерно 0,75, и в другом аспекте синтез-газ имеет содержание СО по меньшей мере примерно 20 мол.%. Синтез-газ приводят в контакт по меньшей мере с одним газодисперсионным импеллером, расположенным над барботером газа, и синтез-газ смешивают с ацетогенными бактериями при помощи по меньшей мере одного смешивающего импеллера, расположенного над газодисперсионным импеллером. Газодисперсионный импеллер и смешивающий импеллер функционально соединены с перемешивающим устройством посредством приводного вала. Перемешивающее устройство обеспечивает подвод энергии перемешивания примерно от 0,3 до 12 кВт/м<sup>3</sup>, в другом аспекте примерно от 0,7 до 12 кВт/м<sup>3</sup> и в другом аспекте примерно от 0,9 до 12 кВт/м<sup>3</sup> среды. Способ является эффективным для обеспечения объемного коэффициента массопереноса СО примерно от 100 до 1500 в час.

В одном аспекте барботер газа содержит отверстия, имеющие диаметр 10 мм или меньше, и в другом аспекте отверстия имеют диаметр 2,5 мм или меньше. Синтез-газ может быть также введен при скорости потока, эффективной для обеспечения скорости газа 25 м/сек или больше на выходе из отверстий

и/или перепада давления в отверстиях барботера примерно от 0,5 до 2,5 psi.

В другом аспекте обеспечен способ улучшения объемного коэффициента массопереноса CO. Способ включает введение синтез-газа в реакционный сосуд через барботер газа. Барботер газа расположен ниже уровня жидкости в реакционном сосуде, и синтез-газ вводят при скорости потока, эффективной для поддержания давления внутри реакционного сосуда по меньшей мере примерно 1 psig и в другом аспекте по меньшей мере примерно 10 psig. Синтез-газ имеет молярное отношение CO/CO<sub>2</sub> по меньшей мере примерно 0,75, и в другом аспекте синтез-газ имеет содержание CO по меньшей мере примерно 20 мол.%. Синтез-газ приводят в контакт по меньшей мере с одним газодисперсионным импеллером и одним смешивающим импеллером. Газодисперсионный импеллер и смешивающий импеллер обычно функционально соединены с перемешивающим устройством посредством приводного вала. Перемешивающее устройство обеспечивает подвод энергии перемешивания примерно от 0,3 до 12 кВт/м<sup>3</sup>, в другом аспекте примерно от 0,7 до 12 кВт/м<sup>3</sup> и в другом аспекте примерно от 0,9 до 12 кВт/м<sup>3</sup> среды. Способ является эффективным для обеспечения объемного коэффициента массопереноса CO примерно от 100 до 1500 в час.

Предлагается биореактор, который включает корпус, определяющий реакционный сосуд, при этом реакционный сосуд является эффективным для поддержания давления по меньшей мере примерно 1 psig и в другом аспекте по меньшей мере примерно 10 psig. Перемешивающее устройство расположено, по меньшей мере частично, в реакционном сосуде и, по меньшей мере частично, ниже уровня жидкости в реакционном сосуде. Перемешивающее устройство функционально соединено с приводным валом, при этом перемешивающее устройство является эффективным для обеспечения подвода энергии перемешивания примерно от 0,3 до 12 кВт/м<sup>3</sup>, в другом аспекте примерно от 0,7 до 12 кВт/м<sup>3</sup> и в другом аспекте примерно от 0,9 до 12 кВт/м<sup>3</sup> среды. По меньшей мере один смешивающий импеллер функционально соединен с приводным валом и расположен ниже уровня жидкости среды, и по меньшей мере один газодисперсионный импеллер функционально соединен с приводным валом и расположен ниже смешивающего импеллера. Барботер газа расположен ниже газодисперсионного импеллера, при этом барботер газа содержит отверстия, имеющие диаметр примерно 10 мм или меньше, которые являются эффективными для обеспечения скорости газа примерно 25 м/с или больше на выходе из отверстий. Биореактор может дополнительно включать отстойник, расположенный в нижнем конце реакционного сосуда.

В другом аспекте предлагается биореактор, который включает корпус, определяющий реакционный сосуд, при этом реакционный сосуд является эффективным для поддержания давления по меньшей мере примерно 1 psig и в другом аспекте по меньшей мере примерно 10 psig. Перемешивающее устройство расположено, по меньшей мере частично, в реакционном сосуде и, по меньшей мере частично, ниже уровня жидкости в реакционном сосуде. Перемешивающее устройство функционально соединено с приводным валом, при этом перемешивающее устройство является эффективным для обеспечения подвода энергии перемешивания примерно от 0,3 до 12 кВт/м<sup>3</sup>, в другом аспекте примерно от 0,7 до 12 кВт/м<sup>3</sup> и в другом аспекте примерно от 0,9 до 12 кВт/м<sup>3</sup> среды. По меньшей мере один смешивающий импеллер функционально соединен с приводным валом и расположен ниже уровня жидкости среды, и по меньшей мере один газодисперсионный импеллер функционально соединен с приводным валом и расположен ниже смешивающего импеллера. Барботер газа расположен ниже газодисперсионного импеллера, при этом барботер газа содержит отверстия, имеющие диаметр примерно 10 мм или меньше, которые являются эффективными для обеспечения скорости газа примерно 25 м/с или больше на выходе из отверстий. Биореактор дополнительно включает отстойник, расположенный в нижнем конце реакционного сосуда, при этом отстойник содержит барботер отстойника и мешалку отстойника.

В другом аспекте предлагается способ ферментации синтез-газа, который включает инокуляцию ацетогенных бактерий в среду, содержащуюся в части отстойника реакционного сосуда, при этом среда заполняет по меньшей мере примерно 75% общего объема отстойника. Ацетогенные бактерии приводят в контакт с синтез-газом в течение времени, эффективного для обеспечения плотности клеток по меньшей мере примерно 5 г/л. Среду добавляют в реакционный сосуд для обеспечения уровня жидкости в реакционном сосуде. Синтез-газ вводят в реакционный сосуд через барботер газа. Барботер газа расположен ниже уровня жидкости в реакционном сосуде. Синтез-газ вводят при скорости потока, эффективной для поддержания давления внутри реакционного сосуда по меньшей мере примерно 1 psig и в другом аспекте примерно 10 psig. Синтез-газ имеет молярное отношение CO/CO<sub>2</sub> по меньшей мере примерно 0,75 и контактирует по меньшей мере с одним газодисперсионным импеллером, расположенным над барботером газа. Синтез-газ и ацетогенные бактерии смешивают при помощи по меньшей мере одного смешивающего импеллера, расположенного над газодисперсионным импеллером. Газодисперсионный импеллер и смешивающий импеллер обычно функционально соединены с перемешивающим устройством посредством приводного вала. Подвод энергии перемешивания составляет примерно от 0,3 до 12 кВт/м<sup>3</sup> среды. Способ является эффективным для обеспечения объемного коэффициента массопереноса CO примерно от 100 до 1500 в час.

В другом аспекте предлагается способ ферментации синтез-газа, который включает инокуляцию ацетогенных бактерий в среду, содержащуюся в части отстойника реакционного сосуда, при этом среда является эффективной для заполнения по меньшей мере примерно 75% общего объема отстойника. Аце-

тогенные бактерии приводят в контакт с синтез-газом в течении времени, эффективного для обеспечения плотности клеток по меньшей мере примерно 3 г/л. Среду добавляют в реакционный сосуд и плотность клеток поддерживают примерно при 3 г/л. Среду добавляют до достижения уровня жидкости в реакционном сосуде. Синтез-газ вводят в реакционный сосуд через барботер газа. Барботер газа расположен ниже уровня жидкости в реакционном сосуде. Синтез-газ вводят при скорости потока, эффективной для поддержания давления внутри реакционного сосуда по меньшей мере примерно 1 psig и в другом аспекте примерно 10 psig. Синтез-газ имеет молярное отношение CO/CO<sub>2</sub> по меньшей мере примерно 0,75 и контактирует по меньшей мере с одним газодисперсионным импеллером, расположенным над барботером газа. Синтез-газ и ацетогенные бактерии смешивают при помощи по меньшей мере одного смешивающего импеллера, расположенного над газодисперсионным импеллером. Газодисперсионный импеллер и смешивающий импеллер функционально соединены с перемешивающим устройством посредством приводного вала, при этом перемешивающее устройство обеспечивает подвод энергии перемешивания примерно от 0,3 до 12 кВт/м<sup>3</sup> среды. Способ является эффективным для обеспечения объемного коэффициента массопереноса CO примерно от 100 до 1500 в час.

#### **Краткое описание чертежей**

Указанные выше и другие аспекты, отличительные признаки и преимущества отдельных аспектов способа станут более понятными при обращении к следующим чертежам.

Фиг. 1 представляет собой перспективный вид биореактора.

Фиг. 2А и 2В иллюстрируют вид снизу входного отверстия/барботера газа.

Фиг. 3 представляет собой вид в поперечном разрезе барботера газа.

Фиг. 4А и 4В представляют собой виды сверху в поперечном разрезе реакционного сосуда, показывающие различные блоки импеллера.

Фиг. 5 иллюстрирует альтернативную конфигурацию отстойника биореактора.

Соответствующие номера позиций указывают соответствующие компоненты на нескольких фигурах чертежей. Специалистам в данной области следует учесть, что элементы на фигурах показаны для упрощения и наглядности и необходимость изображения в масштабе отсутствует. Например, размеры отдельных элементов на фигурах могут быть непропорционально увеличены относительно других элементов для лучшего понимания различных аспектов настоящего способа и устройства. Кроме того, общие, но хорошо изученные элементы, которые являются полезными или необходимыми в реализуемых в промышленном масштабе аспектах, часто не указаны для того, чтобы не перегружать вид этих различных аспектов.

#### **Подробное описание изобретения**

Следующее описание не следует рассматривать как ограничивающее, но представленное исключительно с целью описания общих принципов иллюстративных вариантов осуществления. Объем изобретения должен быть определен на основании формулы изобретения.

Эффективность ферментации синтез-газа повышена путем улучшения условий для увеличения объемного коэффициента массопереноса CO. Предлагаются способы и устройство, которые являются эффективными для обеспечения объемного коэффициента массопереноса CO примерно от 100 до 1500 в час, в другом аспекте примерно от 200 до 1100 в час, в другом аспекте примерно от 200 до 900 в час, в другом аспекте примерно от 300 до 800 в час, в другом аспекте примерно от 400 до 700 в час и в другом аспекте примерно от 500 до 600 в час. Переменные, которые влияют на коэффициент массопереноса CO, включают барботирование синтез-газа, давление реакционного сосуда, качество синтез-газа, а также диспергирование газа и смешивание.

Способы, описанные в настоящем документе, являются эффективными для обеспечения высокого уровня продуктивности. В этом аспекте способ является эффективным для обеспечения объемной производительности (space time yield, STY), по меньшей мере примерно 10 г этанола/(л·день). Возможные значения STY включают примерно от 10 г этанола/(л·день) до 200 г этанола/(л·день), в другом аспекте примерно от 10 г этанола/(л·день) до 160 г этанола/(л·день), в другом аспекте примерно от 10 г этанола/(л·день) до 120 г этанола/(л·день), в другом аспекте примерно от 10 г этанола/(л·день) до 80 г этанола/(л·день), в другом аспекте примерно от 20 г этанола/(л·день) до 140 г этанола/(л·день), в другом аспекте примерно от 20 г этанола/(л·день) до 100 г этанола/(л·день), в другом аспекте примерно от 40 г этанола/(л·день) до 140 г этанола/(л·день), в другом аспекте примерно от 40 г этанола/(л·день) до 100 г этанола/(л·день).

#### **Определения**

Если не указано иное, следующие термины, используемые в данном описании, для настоящего изобретения определены следующим образом и могут включать представленные ниже определения в форме единственного или множественного числа:

Термин "примерно", модифицирующий любое количество, относится к изменению такого количества, которое обнаруживается в реальных условиях, например на лабораторном, опытно-промышленном или производственном объекте. Например, количество ингредиента или измерение, используемое в смеси, или количество при модифицировании термином "примерно" включает отклонение и погрешность,

обычно используемую при измерении в экспериментальных условиях на промышленной установке или лаборатории. Например, количество компонента продукта при модифицировании термином "примерно" включает отклонение между партиями в кратных экспериментах на производстве или в лаборатории и отклонение, характерное для аналитического метода. Будучи модифицированными или нет термином "примерно", количества включают эквиваленты этим количествам. Любое количество, указанное в настоящем документе и модифицированное термином "примерно", может также быть использовано в настоящем изобретении как количество, не модифицированное термином "примерно".

"Углеродсодержащий материал", используемый в настоящем документе, относится к богатому углеродом материалу, такому как уголь и нефтехимические продукты. Однако в настоящем описании углеродсодержащий материал включает любой углеродный материал в твердом, жидком, газообразном или плазменном состоянии. Среди многочисленных наименований, которые могут быть причислены к углеродсодержащему материалу, настоящее изобретение рассматривает углеродсодержащий материал, углеродсодержащий жидкий продукт, углеродсодержащий промышленный жидкий рециркулят, углеродсодержащие твердые бытовые отходы (MSW или msw), углеродсодержащие городские отходы, углеродсодержащий сельскохозяйственный материал, углеродсодержащий материал лесной промышленности, углеродсодержащие древесные отходы, углеродсодержащий конструкционный материал, углеродсодержащий растительный материал, углеродсодержащие промышленные отходы, углеродсодержащие отходы ферментации, углеродсодержащие нефтехимические побочные продукты, углеродсодержащие побочные продукты спиртового производства, полуантрацит, шины, пластмассы, пластиковые отходы, коксовый деготь, мягкое волокно (fibersoft), лигнин, черный щелок, полимеры, полимерные отходы, полиэтилентерефталат (ПЭТА), полистирол (PS), осадок сточной воды, отходы животноводства, отходы сельскохозяйственных культур, сельскохозяйственные культуры для энергетического использования, отходы лесоперерабатывающей промышленности, отходы деревообрабатывающей промышленности, отходы животноводческих хозяйств, отходы птицеводства, отходы пищевой промышленности, отходы ферментации, побочные продукты производства этанола, дробину, отработанные микроорганизмы или их комбинации.

Термин "fibersoft", или "Fibersoft", или "fibrosoft", или "fibrousoft" означает тип углеродсодержащего материала, который получен в результате смягчения и концентрирования различных веществ. В одном примере углеродсодержащий материал получен посредством парового автоклавирования различных веществ. В другом примере "fibersoft" может включать паровое автоклавирование городских, промышленных, коммерческих и медицинских отходов, в результате которого получают волокнистый мягкий материал.

Термин "городские твердые отходы", или "MSW", или "msw" означает отходы, которые могут включать хозяйственные, коммерческие, промышленные и/или остаточные отходы.

Термин "синтез-газ" или "синтетический газ" означает синтетический газ, название, данное газовой смеси, содержащей различные количества монооксида углерода и водорода. Примеры способов получения включают паровой риформинг природного газа или углеводородов для получения водорода, газификацию угля и в некоторых типах установок газификации, работающих на отходах. Название связано с его использованием в качестве промежуточного продукта для получения синтетического природного газа (SNG) и для получения аммиака или метанола. Синтез-газ используется в качестве промежуточного продукта для получения синтетической нефти, применяющейся в качестве топлива или смазки, посредством синтеза Фишера-Тропша, и ранее в процессе Mobil переработки метанола в бензин. Синтез-газ состоит в основном из водорода, монооксида углерода и некоторого количества диоксида углерода и имеет менее половины удельной энергии (т.е. содержание BTU) природного газа. Синтез-газ является воспламеняющимся и часто используется в качестве источника топлива или в качестве промежуточного продукта для получения других химических веществ.

Термины "ферментация", "ферментационный процесс" или "реакция ферментации" и тому подобное предполагают включение обеих фаз процесса, фазы выращивания и фазы биосинтеза продукта. В одном аспекте ферментация относится к превращению СО в спирт.

Термин "массоперенос", используемый в настоящем документе, относится к переносу атомов или молекул, в частности атомов или молекул субстрата из газообразной фазы в водный раствор. Коэффициент массопереноса может быть вычислен согласно уравнениям, описанным в Younesi с соавторами (Iranian Journal of Biotechnology, Vol. 4, No. 1, January 2006), который включен в настоящий документ путем отсылки. Следующее уравнение представляет биоконверсию СО ( $X_{CO}$ ) и объемный коэффициент массопереноса:

$$X_{CO} = \frac{RTV_L(k_L a)}{...}$$

$$1 - X_{CO} \quad \mu N v_g$$

$k_L a$ : объемный коэффициент массопереноса

$X_{CO}$ : % биоконверсии CO

R: константа

T: температура

$V_L$ : объем жидкости

H: константа Генри (CO = 1.226 литр·атм·ммоль<sup>-1</sup>)

$v_g$ : объем газа

Термин "повышение эффективности", "повышенная эффективность" и тому подобное при использовании в отношении процесса ферментации включает увеличение одного или нескольких из скорости роста микроорганизмов в процессе ферментации, объема или массы требуемого продукта (такого как спирты), вырабатываемого на объем или массу потребляемого субстрата (такого как монооксид углерода), скорости выработки или уровня выработки требуемого продукта и относительной доли полученного требуемого продукта по сравнению с другими побочными продуктами ферментации.

#### Дизайн биореактора

Фиг. 1 представляет собой перспективный вид биореактора. Биореактор включает корпус 105, определяющий реакционный сосуд 100. Реакционный сосуд 100 может быть в основном цилиндрическим, и поперечное сечение реакционного сосуда может быть в форме круга, в основном круглым или другой формы, которая является эффективной для улучшения смешивания и массопереноса. Корпус 105 может быть изготовлен из любых материалов, которые способны выдерживать рабочие давления по меньшей мере примерно от 1 psig до давлений по меньшей мере примерно 250 psig и которые являются совместимыми со средой. В различных аспектах могут быть использованы следующие давления: примерно от 5 до 200 psig, примерно от 5 до 100 psig, примерно от 5 до 50 psig, примерно от 5 до 25 psig, примерно от 10 до 200 psig, примерно от 10 до 100 psig, примерно от 10 до 50 psig, примерно от 10 до 25 psig, примерно от 15 до 200 psig, примерно от 15 до 100 psig, примерно от 15 до 50 psig, примерно от 15 до 25 psig, примерно от 20 до 200 psig, примерно от 20 до 100 psig, примерно от 20 до 50 psig и примерно от 20 до 25 psig. Отдельные примеры пригодных материалов включают нержавеющую сталь, сталь с пригодной внутренней футеровкой и стекло.

Как показано далее на фиг. 1, синтез-газ поступает в реакционный сосуд 100 через входное отверстие/распределитель/барботер газа 120. Диспергирование синтез-газа и последующее смешивание выполняют при помощи по меньшей мере одного газодисперсионного импеллера 225 и по меньшей мере одного смешивающего импеллера 220, которые соединены с приводным валом 200. Приводной вал 200 опирается на основание перемешивающего устройства 210. Газ выходит из реакционного сосуда 100 через выпускной клапан 170. Реакционный сосуд 100 может также включать перегородки 300 для дополнительного усиления смешивания. В этом аспекте перегородки 300 могут находиться примерно на 25% выше уровня ненасыщенной газом жидкости 115 для обеспечения более высокого рабочего уровня жидкости в случае обнаружения, что система имеет низкое пенообразование.

В другом аспекте реакционный сосуд 100 может включать отверстия для ввода добавок 230. Отверстия для ввода добавок 230 могут включать, например, одно или более отверстий для ввода кислотных добавок, одно или более отверстий для ввода щелочных добавок и одно или более отверстий для ввода питательных веществ. В этом аспекте отверстия для ввода добавок могут быть расположены на одинаковом расстоянии друг от друга по периметру реакционного сосуда. Отверстия могут находиться на одном или разных горизонтальных уровнях. В одном аспекте реакционный сосуд 100 включает по меньшей мере 4 расположенных на одинаковом расстоянии друг от друга отверстия для ввода среды рядом со смешивающим импеллером 220. Отверстия могут быть расположены по периметру реакционного сосуда 100 под углом 45° друг к другу.

Уровень насыщенной газом жидкости 110 и уровень ненасыщенной газом жидкости 115 поддерживают в реакционном сосуде 100. Поддержание уровня ненасыщенной газом жидкости 115 в реакционном сосуде 100 обеспечивает более эффективный массоперенос и помогает сохранять контроль над пенообразованием. В этом аспекте в реакционном сосуде 100 поддерживается уровень ненасыщенной газом жидкости 115, который является эффективным для обеспечения свободного пространства над жидкостью, составляющего по меньшей мере примерно 1% от общего объема реакционного сосуда 100. В другом аспекте уровень ненасыщенной газом жидкости 115 обеспечивает свободное пространство над жидкостью, составляющее примерно от 1 до 75% общего объема реакционного сосуда 100. В различных аспектах свободное пространство может включать следующие проценты от общего объема реактора: примерно от 5 до 50%, примерно от 10 до 50%, примерно от 15 до 50%, примерно от 20 до 50%, примерно от 25 до 50%, примерно от 30 до 50%, примерно от 30 до 40% и примерно от 30 до 35%. Реакционный сосуд 100 может также включать по меньшей мере одно входное отверстие для жидкости 130, которое содейст-

вует контролю над пенообразованием и обеспечивает регулирование объема жидкости в реакторе. Входное отверстие для жидкости 130 может быть в форме распылительной форсунки. Реакционный сосуд 100 может также включать дополнительные отверстия 190.

Как далее проиллюстрировано на фиг. 1, реакционный сосуд 100 может также включать отстойник 400 и выпрямитель потока 410, расположенный внутри отстойника и над выходным отверстием для среды 420. Отстойник 400 и выпрямитель потока 410 являются эффективными для предотвращения выхода газа через выходное отверстие для среды 420. Среда, вытекающая через выходное отверстие для среды 420, может быть направлена в петлю рециркуляции среды 450 или в петлю фильтрации среды 460. Среда по линии рециркуляции среды 450 может быть направлена в охладитель/теплообменник 500, и охлажденная среда 510 может быть циклически возвращена в реакционный сосуд 100.

Отстойник 400 является эффективным для обеспечения поднятия пузырьков газа из отстойника 400 обратно в реакционный сосуд 100. В этом аспекте жидкость в отстойнике 400 должна быть невозмущенной насколько это возможно, и пузырьки газа должны подниматься из отстойника 400 быстрее, чем жидкость опускается в отстойник. В этом аспекте меньше чем примерно 2% газа выходит через выходное отверстие для среды 420 в насос.

Среда из петли фильтрации среды 460 может быть направлена в фильтр рециркуляции 600. Концентрированные клетки 610 возвращаются в реакционный сосуд 100, и пермеат 620 направляется на дальнейшую переработку. Дальнейшая переработка может включать отделение требуемого продукта, такого как, например, этанол, уксусная кислота и бутанол.

В другом аспекте биореактор может быть конфигурирован без импеллеров. Например, биореактор может быть конфигурирован как реактор газлифтного типа или барботажный реактор колонного типа. В этих конфигурациях реактора обеспечена энергия перемешивания примерно от 0,01 до 12 кВт/м<sup>3</sup> среды.

Синтез-газ и барботирование синтез-газа.

Синтез-газ вводят в биореактор 100 через входное отверстие/барботер газа 120. Синтез-газ может быть получен из любого известного источника. В одном аспекте синтез-газ может быть получен в результате газификации углеродсодержащих материалов. Газификация включает частичное сжигание биомассы при ограничении поступления кислорода. Полученный газ в основном включает СО и Н<sub>2</sub>. В этом аспекте синтез-газ будет содержать по меньшей мере примерно 20 мол.% СО, в другом аспекте примерно от 20 до 100 мол.% СО, в другом аспекте примерно от 30 до 90 мол.% СО, в другом аспекте примерно от 40 до 80 мол.% СО и в другом аспекте примерно от 50 до 70 мол.% СО. Синтез-газ будет иметь молярное отношение СО/СО<sub>2</sub> по меньшей мере примерно 0,75. Отдельные примеры пригодных методов газификации и устройство обеспечены в заявках на патент США № 61/516667, 61/516704 и 61/516646, поданных 6 апреля 2011 года, все из которых включены в настоящий документ путем отсылки.

Биореактор может включать градиент концентрации СО, при этом концентрация СО около барботера выше, чем концентрация СО на более высоком уровне биореактора. В этом аспекте биореактор включает соотношение концентрации СО на нижнем уровне (уровень барботера) биореактора к концентрации СО на верхнем уровне биореактора примерно от 100:1 до 10:1.

Одним из факторов, которые могут влиять на скорость массопереноса СО в водную среду, является парциальное давление газообразного субстрата, который включает СО. В этом аспекте скорость массопереноса может быть увеличена путем увеличения доли СО в газовом потоке путем обогащения или удаления нежелательных компонентов. В этом аспекте газовый поток будет содержать меньше, чем примерно 10 ppm оксигенированных или неоксигенированных ароматических соединений.

Фиг. 2А и 2В иллюстрирует вид снизу входного отверстия/барботера газа 120. В этом аспекте входное отверстие/барботер газа 120 может включать впускной трубопровод 530, который является непрерывным с блоком барботера 540. Блок барботера 540 может быть в большинстве случаев кольцевым или круглым, как показано, или может иметь другую форму, такую как, например, прямую, прямоугольную или свободную форму. В аспекте, в котором блок барботера 540 имеет кольцевую форму, блок барботера 540 имеет диаметр, который составляет примерно от 30 до 100% диаметра, образованного газодисперсионными импеллерами 225, в различных других аспектах, примерно от 40 до 90%, примерно от 40 до 80% и примерно от 50 до 70%.

Нижняя часть блока барботера газа 540 может включать множество отверстий 550. Отверстия 550 имеют диаметр, эффективный для обеспечения скорости газа примерно 25 м/с или больше на выходе из отверстий, в другом аспекте скорость газа составляет примерно от 25 до 75 м/с на выходе из отверстий. В различных аспектах скорость газа может включать следующие диапазоны: примерно от 25 до 75 м/с, примерно от 25 до 50 м/с, примерно от 25 до 40 м/с, примерно от 25 до 30 м/с, примерно от 30 до 75 м/с, примерно от 30 до 50 м/с, примерно от 30 до 40 м/с, примерно от 35 до 75 м/с, примерно от 35 до 50 м/с, примерно от 35 до 40 м/с, примерно от 40 до 75 м/с, примерно от 40 до 50 м/с и примерно от 50 до 75 м/с. В этом аспекте отверстия будут иметь диаметр примерно 10 мм или меньше, и в другом аспекте диаметр примерно от 2,5 до 1,0 мм.

Фиг. 3 иллюстрирует вид в поперечном разрезе блока барботера 540. В этом аспекте пунктирные линии со стрелками показывают течение газа через отверстие 550. Угол 120° показан линиями, направленными к середине блока барботера (показан как α). Отверстия могут быть расположены под любым

углом вдоль блока барботера. В одном аспекте блок барботера 540 включает примерно от 1 до 5 рядов параллельных отверстий 550. Отверстия 550 расположены на расстоянии друг от друга и показаны в нисходящем направлении. Как показано на фиг. 3, блок барботера 540 включает 5 параллельных рядов отверстий 550 и отверстия в общем количестве 790 расположены под углом 30° друг к другу. Направленная вниз ориентация отверстий является эффективной для предотвращения засорения или закупорки отверстий и помогает предельно уменьшить обратное течение в блок барботера 540.

#### Диспергирование газа и смешивание

Обращаясь снова к фиг. 1, реакционный сосуд 100 дополнительно включает блок смешивания, который содержит приводной вал 200, по меньшей мере один смешивающий импеллер 220 и по меньшей мере один газодисперсионный импеллер 225. Смешивающий импеллер 220 в большинстве случаев расположен ниже уровня жидкости 110. В одном аспекте реакционный сосуд 100 включает два или более смешивающих импеллеров 220. Газодисперсионный импеллер 225 расположен ниже смешивающего импеллера 220. Реакционный сосуд 100 может включать один, или два, или более газодисперсионных импеллеров 225.

Каждый блок смешивающего и газодисперсионного импеллера (фиг. 4А) включает втулку 500, и группа импеллеров расположена вокруг приводного вала 200. Каждый импеллер включает рычаг 510, присоединенный к втулке 500 и удерживающий одно или более лопастей 520. Лопасти могут быть либо смешивающим импеллером, либо газодисперсионными импеллерами. Блок смешивающего импеллера включает по меньшей мере 2 лопасти и может включать до 6 лопастей. Примеры смешивающего импеллера включают импеллеры с низкой энергией, такие как водные импеллеры или водные пропеллеры. В другом аспекте блок газодисперсионного импеллера включает по меньшей мере 2 лопасти и может включать до 6 лопастей. Примеры газодисперсионных импеллеров включают импеллеры высокой энергии, такие как импеллеры Раштона или вогнутые импеллеры. Фиг. 4В аналогична фиг. 4А за исключением того, что лопасти 520 присоединены к втулке 500 напрямую.

При вращении приводного вала 200 синтез-газ, введенный через входное отверстие/барботер для газа, захватывается мелкими пузырьками в среде и движется вокруг, как правило, круглого поперечного сечения реакционного сосуда 100. Приводной вал функционально соединен и может приводиться в действие любым пригодным перемешивающим устройством, таким как, например, электрический двигатель, двигатель и коробка передач, или гидравлический двигатель. В этом аспекте перемешивающее устройство обеспечивает подвод энергии примерно от 0,3 до 12 кВт/м<sup>3</sup>, в другом аспекте примерно от 0,7 до 12 кВт/м<sup>3</sup> и в одном важном аспекте от 0,9 до 12 кВт/м<sup>3</sup> среды.

#### Функционирование биореактора

В соответствии с одним аспектом процесс ферментации начинается путем добавления пригодной среды в реакционный сосуд. Жидкость, содержащаяся в реакционном сосуде, может включать любой тип приемлемой питательной среды или ферментационный бульон. Питательная среда будет включать витамины и минералы, эффективные для обеспечения роста используемого микроорганизма. Анаэробные среды, пригодные для ферментации этанола с использованием СО в качестве источника углерода, являются известными. Один из примеров пригодной ферментационной среды описан в патенте США № 7285402, который включен в настоящий документ путем отсылки.

Среду стерилизуют для удаления нежелательных микроорганизмов и реактор инокулируют требуемыми микроорганизмами. В одном аспекте используемые микроорганизмы включают ацетогенные бактерии. Примеры полезных ацетогенных бактерий включают бактерии рода *Clostridium*, такие как штаммы *Clostridium ljungdahlii*, в том числе описанные в WO 2000/68407, EP 117309, патентах США № 5173429, 5593886 и 6368819, WO 1998/00558 и WO 2002/08438, штаммы *Clostridium autoethanogenum* (DSM 10061 и DSM 19630 из DSMZ, Германия), в том числе описанные в WO 2007/117157 и WO 2009/151342, и *Clostridium ragsdalei* (P11, ATCC BAA-622) и *Alkalibaculum bacchi* (CP11, ATCC BAA-1772), в том числе описанные соответственно в патенте США № 7704723 и "Biofuels and Bioproducts from Biomass-Generated Synthesis Gas", Hasan Atiyeh, представленный на ежегодной государственной конференции в Оклахоме (Oklahoma EPSCoR Annual State Conference) 29 апреля 2010 года, и *Clostridium carboxidivorans* (ATCC PTA-7827), описанный в заявке на патент США № 2007/0276447. Другие пригодные микроорганизмы включают микроорганизмы рода *Moorella*, в том числе *Moorella* sp. HUC22-1, и микроорганизмы рода *Carboxydotherrmus*. Каждая из указанных ссылок включена в настоящий документ путем отсылки. Могут быть использованы смешанные культуры двух или более микроорганизмов.

Отдельные примеры эффективных бактерий включают *Acetogenium kivui*, *Acetanaerobium noterae*, *Acetobacterium woodii*, *Alkalibaculum bacchi* CP11 (ATCC BAA-1772), *Blautia producta*, *Butyribacterium methylotrophicum*, *Caldanaerobacter subterraneus*, *Caldanaerobacter subterraneus pacificus*, *Carboxydotherrmus hydrogenoformans*, *Clostridium aceticum*, *Clostridium acetobutylicum*, *Clostridium acetobutylicum* P262 (DSM 19630 из DSMZ, Германия), *Clostridium autoethanogenum* (DSM 19630 из DSMZ, Германия), *Clostridium autoethanogenum* (DSM 10061 из DSMZ, Германия), *Clostridium autoethanogenum* (DSM 23693 из DSMZ, Германия), *Clostridium autoethanogenum* (DSM 24138 из DSMZ, Германия), *Clostridium carboxidivorans* P7 (ATCC PTA-7827), *Clostridium coskatii* (ATCC PTA-10522), *Clostridium drakei*, *Clostridium ljungdahlii* PETC (ATCC 49587), *Clostridium ljungdahlii* ER12 (ATCC 55380), *Clostridium ljungdahlii* C-01

(ATCC 55988), *Clostridium ljungdahlii* O-52 (ATCC 55889), *Clostridium magnum*, *Clostridium pasteurianum* (DSM 525 из DSMZ, Германия), *Clostridium ragsdali* P11 (ATCC BAA-622), *Clostridium scatologenes*, *Clostridium thermoaceticum*, *Clostridium ultunense*, *Desulfotomaculum kuznetsovii*, *Eubacterium limosum*, *Geobacter sulfurreducens*, *Methanosarcina acetivorans*, *Methanosarcina barkeri*, *Morrella thermoacetica*, *Morrella thermoautotrophica*, *Oxobacter pfennigii*, *Peptostreptococcus productus*, *Ruminococcus productus*, *Thermoanaerobacter kivui* и их смеси.

При инокуляции устанавливается начальная скорость подачи газа, эффективная для подачи начальной популяции микроорганизмов. Выходящий газ анализируют для определения состава выходящего газа. Результаты анализа газа используют для контроля скоростей подачи газа. При достижении требуемых уровней жидкую фазу и клеточный материал выводят из реактора и наполняют средой. В одном аспекте биореактор функционирует для поддержания плотности клеток по меньшей мере примерно 2 г/л и в другом аспекте примерно от 2 до 50 г/л, в различных других аспектах примерно от 5 до 40 г/л, примерно от 5 до 30 г/л, примерно от 5 до 20 г/л, примерно от 5 до 15 г/л, примерно от 10 до 40 г/л, примерно от 10 до 30 г/л, примерно от 10 до 20 г/л и примерно от 10 до 15 г/л. Плотность клеток можно контролировать посредством фильтра рециркуляции 600. В родственном аспекте биореактор функционирует для обеспечения продолжительности удержания жидкости примерно от 10 до 400 ч, и в различных аспектах примерно от 10 до 300 ч, примерно от 10 до 200 ч, примерно от 10 до 100 ч, примерно от 10 до 75 ч, примерно от 10 до 60 ч, примерно от 10 до 50 ч, примерно от 10 до 40 ч, примерно от 10 до 30 ч и примерно от 10 до 20 ч. В этом аспекте продолжительность удержания жидкости (LRT) может быть рассчитана следующим образом:

$$LRT = \frac{\text{объем жидкости}}{\text{скорость потока чистого объема жидкости (входящего или выходящего)}}$$

скорость потока чистого объема жидкости (входящего или выходящего)

Синтез-газ вводят в биореактор при скорости, эффективной для поддержания давления в биореакторе по меньшей мере 1 psig и в другом аспекте давления примерно от 10 до 250 psig. В различных других аспектах давление может составлять примерно от 10 до 200 psig, примерно от 10 до 100 psig, примерно от 10 до 75 psig, примерно от 10 до 50 psig, примерно от 10 до 25 psig, примерно от 20 до 250 psig, примерно от 20 до 200 psig, примерно от 20 до 100 psig, примерно от 20 до 75 psig, примерно от 20 до 50 psig, примерно от 20 до 25 psig, примерно от 30 до 250 psig, примерно от 30 до 200 psig, примерно от 30 до 100 psig, примерно от 30 до 75 psig, примерно от 30 до 50 psig, примерно от 40 до 250 psig, примерно от 40 до 200 psig, примерно от 40 до 100 psig, примерно от 40 до 75 psig, примерно от 40 до 50 psig, примерно от 50 до 250 psig, примерно от 50 до 200 psig, примерно от 50 до 100 psig и примерно от 50 до 75 psig.

В одном аспекте в ферментерах определенного размера синтез-газ вводят во входное отверстие/барботер для газа 120 при скорости примерно от 10 до 50 фут<sup>3</sup>/сек и в другом аспекте про скорости примерно от 25 до 35 фут<sup>3</sup>/сек. Давление контролируют посредством контроля скорости, при которой вводится синтез-газ, в сочетании с контролем скорости, при которой газ выходит из реакционного сосуда. Давление может быть измерено в свободном пространстве реактора или в нижней части реакционного сосуда.

В одном аспекте отверстия барботера 550 и перепад давления в отверстиях являются важными для улучшения объемного коэффициента массопереноса CO. Перепад давления в отверстиях барботера 550 должен быть достаточно высоким для обеспечения распределения пузырьков газа вокруг блока барботера 540. В этом аспекте барботирование является эффективным для обеспечения перепада давления в отверстиях барботера 550 примерно от 0,5 до 2,5 psi и в другом аспекте примерно от 1 до 2 psi. Отверстия барботера 550 обеспечивают преимущества перед другими формами барботирования. Например, отверстия барботера 550 являются эффективными для предотвращения засорения, которое может возникнуть в случае металлокерамических барботеров. Кроме того, отверстия барботера 550 являются эффективными для обеспечения сходных размеров пузырьков газа, что способствует улучшению массопереноса.

Другим фактором, который может влиять на скорость массопереноса, является время удержания газа. В этом аспекте биореактор является эффективным для обеспечения времени удержания газа по меньшей мере примерно 2 мин, в другом аспекте времени удержания газа примерно от 2 до 15 мин и в другом аспекте примерно от 5 до 10 мин. Время удержания газа (GRT) может быть определено согласно следующей формуле:

$$GRT = \frac{\text{объем жидкости}}{\text{скорость потока газа (входящего или выходящего)}}$$

скорость потока газа (входящего или выходящего)

Температура и ионная сила могут также влиять на скорость массопереноса. В этом аспекте температура биореактора составляет примерно от 30 до 50°C.

Альтернативная конфигурация отстойника 400 показана на фиг. 5. В этом аспекте отстойник 400 используется в качестве реактора для выращивания культуры во время запуска. Отстойник конфигурирован для включения барботера отстойника 600. Отстойник также включает мешалку отстойника. Мешалка отстойника может быть конфигурирована с любым известным перемешивающим устройством.

Например, смешивание газа может быть достигнуто с помощью импеллеров (не показано) или ферментера газлифтного типа, оснащенного отводящей трубой 620. Как показано на фиг. 5, ферментер газлифтного типа является эффективным для циркуляции пузырьков 610 и клеток вокруг отстойника 400. Могут быть использованы другие дизайны реактора, включая реакторы барботажного типа и реакторы с внешней газовой петлей или реактор струйного типа.

Альтернативная конфигурация отстойника используется путем инокуляции ацетогенных бактерий в среду, содержащуюся в части отстойника реакционного сосуда. Среда в отстойнике заполняет по меньшей мере примерно 75% общего объема отстойника, в другом аспекте по меньшей мере примерно 80%, в другом аспекте по меньшей мере примерно 85%, в другом аспекте по меньшей мере примерно 90% и в другом аспекте по меньшей мере примерно 95%. Отстойник барботируют синтез-газом и смешивают в течение времени, достаточного для обеспечения целевой плотности клеток. В этом аспекте целевая плотность клеток будет составлять примерно от 5 до 40 г/л, и в разных других аспектах примерно от 5 до 30 г/л, примерно от 5 до 20 г/л, примерно от 5 до 15 г/л, примерно от 10 до 40 г/л, примерно от 10 до 30 г/л, примерно от 10 до 20 г/л и примерно от 10 до 15 г/л. После достижения целевой плотности клеток среды оставляют для роста из отстойника и внутрь реакционного сосуда до предварительно обозначенных уровней. Барботирование и смешивание в отстойнике останавливают, и ферментация протекает, как описано ранее.

В другом аспекте плотность клеток в отстойнике доводят до уровня, составляющего по меньшей мере примерно 3 г/л или любую из плотностей клеток, описанных в настоящем документе. После достижения плотности клеток по меньшей мере примерно 3 г/л добавляют среду при скорости, достаточной для обеспечения того, чтобы уровень плотности клеток оставался на уровне по меньшей мере примерно 3 г/л. После достижения требуемого уровня среды барботирование и перемешивание в отстойнике останавливают, и ферментация протекает, как описано ранее.

Пример.

Ферментации на опытной установке проводили для определения объемного коэффициента массопереноса  $k_L a$ . Объемный коэффициент массопереноса  $k_L a$  измеряли при объемной производительности (STY, space time yield) около 60 г этанола/(л/день). Определение  $k_L a$  производили путем проведения реакции в условиях ограничения массопереноса или нулевой концентрации растворенного  $CO$ . Это осуществляли путем обеспечения временного уменьшения скорости газового потока или интенсивности перемешивания, чтобы был избыток клеток для имеющегося газа. В этих условиях  $CO$  расходовался по мере его растворения таким образом, что реакция была ограничена по массопереносу. Количество  $CO$ , растворенного в растворе, соответствует разнице между  $CO$  в поступающем газе и  $CO$  в продукте. В ограниченной по массопереносу системе эта разница представляет собой скорость массопереноса при заданном условии.

$$\text{Использовали базовое уравнение } k_L a = C_{kla} (P_g/V_l)^a v_{sg}^b,$$

где  $k_L a$  = объемный коэффициент массопереноса ( $m^3$  газа/ $m^3$  жидкости),

$C_{kla}$  = константа для заданной системы,

$P_g$  = потребление энергии перемешивающим устройством в насыщенной газом системе (Вт),

$V_l$  = объем жидкости ( $m^3$ ),

$v_{sg}$  = поверхностная скорость газового потока (м/с),

$a$  = константа масштабирования "снизу вверх" (scale up),

$b$  = константа масштабирования "снизу вверх" (scale up).

Опыты выполняли при 6 psig (верхнее давление) и измерения производили при объемно производительности (STY) 60 г этанола/(л/день). Были получены следующие результаты:

Опыт	кВт	Концентрация клеток (грамм/литр)	Превращение СО %	кгд
1	1.6	6.9	87.0	1151.2
2	1.7	6.9	86.3	938.7
3	1.6	6.7	86.7	842.3
4	1.6	6.3	88.2	721.1
5	1.3	6.1	76.7	1028.1
6	1.1	6.1	67.7	820.2
7	0.9	6.5	64.3	759.2
8	0.7	6.3	57.4	610.4
9	1.7	6.0	89.0	973.0
10	1.6	7.0	90.3	851.2

Несмотря на то, что раскрытое в настоящем документе изобретение описано с помощью конкретных вариантов осуществления, примеров и их применений, многочисленные модификации и варианты могут быть сделаны специалистами в данной области без отступления от объема изобретения, представленного в формуле изобретения.

#### ФОРМУЛА ИЗОБРЕТЕНИЯ

1. Способ анаэробной ферментации синтез-газа, обеспечивающий получение объемного коэффициента массопереноса СО примерно от 200 до примерно 1100 в час и объемной производительности от примерно 20 до примерно 140 г этанола/(л/день), который включает

введение синтез-газа в реакционный сосуд через барботер газа, при этом барботер газа расположен ниже уровня жидкости, содержащей питательную среду, в реакционном сосуде, при этом синтез-газ вводят через отверстия в барботере газа с направленной вниз ориентацией отверстий при скорости потока, обеспечивающей перепад давления в отверстиях барботера от примерно 0,5 до примерно 2,5 psig, равной примерно 25 м/с или больше на выходе из отверстий, и поддерживают давление внутри реакционного сосуда по меньшей мере примерно 1 psig, при этом синтез-газ имеет молярное отношение СО/СО<sub>2</sub> по меньшей мере примерно 0,75, при этом обеспечивают время удерживания газа от примерно 5 до примерно 10 мин, продолжительность удерживания жидкости от примерно 10 до примерно 400 ч и плотность клеток ацетогенных бактерий в реакционном сосуде от примерно 5 до примерно 40 г/л;

осуществляют диспергирование и смешивание синтез-газа с помощью по меньшей мере одного газодисперсионного импеллера, расположенного над барботером газа, и смешивают синтез-газ с питательной средой, содержащей ацетогенные бактерии при помощи по меньшей мере одного смешивающего импеллера, расположенного над газодисперсионным импеллером,

при этом газодисперсионный импеллер и смешивающий импеллер функционально соединены с перемешивающим устройством посредством приводного вала, при этом к перемешивающему устройству обеспечивают подвод энергии перемешивания примерно от 0,9 до примерно 12 кВт на м<sup>3</sup> среды,

при этом реакционный сосуд содержит по меньшей мере 4 расположенных на одинаковом расстоянии друг от друга отверстия для добавления питательной среды рядом со смешивающим импеллером.

2. Способ по п.1, в котором барботер газа содержит отверстия с направленной вниз ориентацией и имеющие диаметр 10 мм или меньше.

3. Способ по п.2, в котором барботер газа содержит отверстия, имеющие диаметр 2,5 мм или меньше.

4. Способ по п.1, в котором синтез-газ вводят при скорости потока, обеспечивающей поддержание давления внутри реакционного сосуда по меньшей мере примерно 10 psig.

5. Способ по п.1, в котором обеспечивают плотность клеток от примерно 10 до примерно 40 г/л.

6. Способ по п.1, в котором синтез-газ имеет содержание СО по меньшей мере примерно 20 мол.%.

7. Способ по п.1, в котором синтез-газ содержит меньше чем примерно 10 ppm оксигенированных или неоксигенированных ароматических соединений.

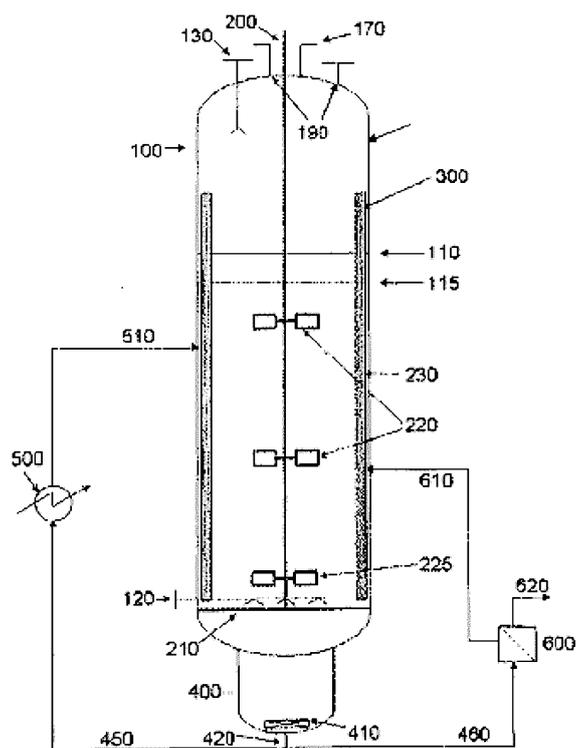
8. Способ по п.1, в котором ацетогенные бактерии выбраны из группы, состоящей из *Acetogenium kivui*, *Acetoanaerobium noterae*, *Acetobacterium woodii*, *Alkalibaculum bacchi* CP11 (ATCC BAA-1772), *Blautia producta*, *Butyrivacterium methylotrophicum*, *Caldanaerobacter subterraneus*, *Caldanaerobacter subterraneus pacificus*, *Carboxydotherrmus hydrogenoformans*, *Clostridium aceticum*, *Clostridium acetobutylicum*, *Clostridium acetobutylicum* P262 (DSM 19630 из DSMZ, Германия), *Clostridium autoethanogenum* (DSM 19630 из DSMZ, Германия), *Clostridium autoethanogenum* (DSM 10061 из DSMZ, Германия), *Clostridium*

autoethanogenum (DSM 23693 из DSMZ, Германия), Clostridium autoethanogenum (DSM 24138 из DSMZ, Германия), Clostridium carboxidivorans P7 (ATCC ПТА-7827), Clostridium coskatii (ATCC ПТА-10522), Clostridium drakei, Clostridium Ijungdahlii PETC (ATCC 49587), Clostridium Ijungdahlii ERI2 (ATCC 55380), Clostridium Ijungdahlii C-01 (ATCC 55988), Clostridium Ijungdahlii O-52 (ATCC 55889), Clostridium magnum, Clostridium pasteurianum (DSM 525 из DSMZ, Германия), Clostridium ragsdali P11 (ATCC BAA-622), Clostridium scatologenes, Clostridium thermoaceticum, Clostridium ultunense, Desulfotomaculum kuznetsovii, Eubacterium limosum, Geobacter sulfurreducens, Methanosarcina acetivorans, Methanosarcina barkeri, Morrella thermoacetica, Morrella thermoautotrophica, Oxobacter pfennigii, Peptostreptococcus productus, Ruminococcus productus, Thermoanaerobacter kivui и их смесей.

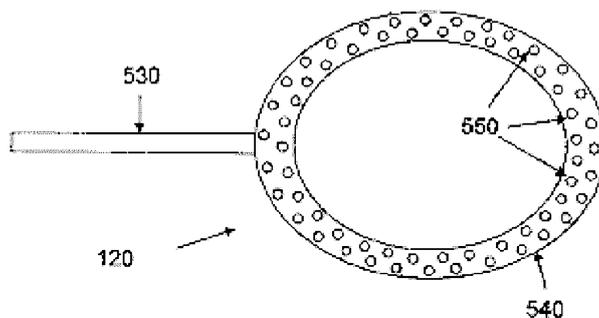
9. Способ по п.1, в котором отверстия для добавления питательной среды расположены по периметру реакционного сосуда под углом  $45^\circ$  друг к другу.

10. Способ по п.1, в котором реакционный сосуд содержит перегородки, находящиеся примерно на 25% выше уровня ненасыщенной газом жидкости, содержащей питательную среду.

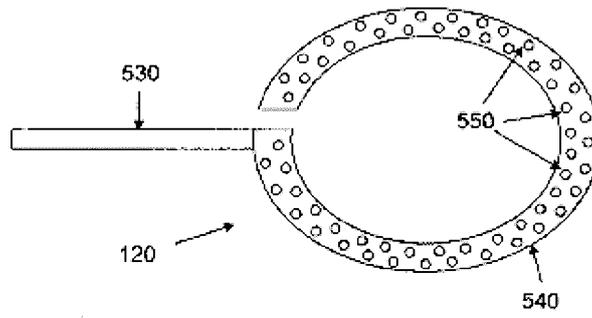
11. Способ по п.1, в котором уровень указанной ненасыщенной газом жидкости поддерживают в реакционном сосуде для обеспечения свободного пространства над жидкостью примерно от 1% от общего объема реакционного сосуда.



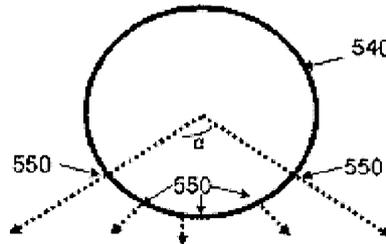
Фиг. 1



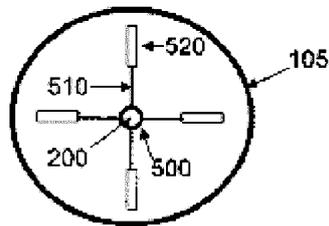
Фиг. 2А



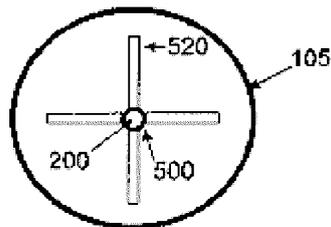
Фиг. 2В



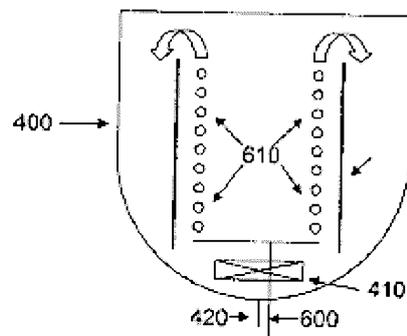
Фиг. 3



Фиг. 4А



Фиг. 4В



Фиг. 5