



(19) RU<sup>(11)</sup> 2 044 773<sup>(13)</sup> C1

(51) МПК<sup>6</sup> C 12 P 7/14

РОССИЙСКОЕ АГЕНТСТВО  
ПО ПАТЕНТАМ И ТОВАРНЫМ ЗНАКАМ

(12) ОПИСАНИЕ ИЗОБРЕТЕНИЯ К ПАТЕНТУ РОССИЙСКОЙ ФЕДЕРАЦИИ

(21), (22) Заявка: 4742195/13, 09.09.1989

(30) Приоритет: 10.03.1987 АТ А 566/87

(46) Дата публикации: 27.09.1995

(56) Ссылки: 1. Заявка ЕР N 0047641, кл. С 12Р  
7/06, 1982.2. Заявка ЕР N 0175034, кл.С 12Р  
7/06, 1986.

(71) Заявитель:

Др.Хельмут Эффенбергер (АТ)

(72) Изобретатель: Альфред Шмидт[АТ],

Ева Штайнер[АТ], Вольфганг

Зальцбрунн[АТ], Хельмут Эффенбергер[АТ]

(73) Патентообладатель:

Др.Хельмут Эффенбергер (АТ)

(54) СПОСОБ СБРАЖИВАНИЯ УГЛЕВОДСОДЕРЖАЩИХ СРЕД С ПОМОЩЬЮ БАКТЕРИЙ,  
ПРОДУЦИРУЮЩИХ БУТАНОЛ, АЦЕТОН, ЭТАНОЛ И/ИЛИ ИЗОПРОПАНОЛ, И УСТРОЙСТВО ДЛЯ ЕГО  
ОСУЩЕСТВЛЕНИЯ

(57) Реферат:

Использование: в бродильном производстве. Сущность изобретения: сбраживают углеводсодержащие среды с помощью бактерий, продуцирующих бутанол, ацетон, этанол и/или изопропанол ферментацией в две стадии при рН 4,0 5,5 и 27 40°C с подачей питательной среды или раствора сахара; на первой стадии выращивают бактерии, а на второй происходит периодическое или непрерывное образование целевого продукта с последующим его выделением. При этом на этой стадии бактерии иммобилизируют на пористом носителе при соотношении 1 10 1 11, или отделяют целевой продукт микрофльтрацией и возвращают в процесс. На первой стадии процесс ферментации проводят при перемешивании среды, скорости потока 0,08-0,45 ч<sup>-1</sup> рН 4,0 5,0 и/или 30 40°C, а на второй при скорости потока 0,14-0,4 ч<sup>-1</sup> рН 3,0 5,0 и/или 27 40°C. В качестве носителя используют спеченное стекло с открытыми порами или пемзу, или другой материал с высоким содержанием SiO<sub>2</sub> с размерами пор 20 200 мкм и влагоемкостью по меньшей мере 0,35

мл/см<sup>3</sup> соотношение носителя к объему сбраживаемой среды составляет 1 5 1 1,6. Выделение целевого продукта осуществляют экстракцией с помощью высших спиртов или высших жирных кислот, а образующуюся при этом фазу возвращают на первую и/или вторую стадию ферментации или диффузионным испарением через мембрану из силиконового каучука при 30 90°C с использованием азота или водорода, или диоксида углерода, или их смеси, или ферментационного газа, или вакуума, или газовой отгонкой при 30 90°C с использованием этих же газов. Устройство для осуществления этого способа содержит последовательно соединенные два реактора, в первом из них размещена мешалка и представляет собой автоклав, а во втором приспособление для создания направленного потока циркулирующей среды и наполнитель с иммобилизованными на нем микроорганизмами, при этом он сообщен с внешним контуром для выделения из сброженной среды целевого продукта, который содержит стриппинг-колонну или пердиффузионный модуль с мембраной из силиконового материала. 2 с. и 7 з.п. ф-лы, 2 табл. 3 ил.

RU 2 044 773 C1

RU 2 044 773 C1



(19) **RU** <sup>(11)</sup> **2 044 773** <sup>(13)</sup> **C1**  
(51) Int. Cl.<sup>6</sup> **C 12 P 7/14**

RUSSIAN AGENCY  
FOR PATENTS AND TRADEMARKS

(12) **ABSTRACT OF INVENTION**

(21), (22) Application: 4742195/13, 09.09.1989

(30) Priority: 10.03.1987 AT A 566/87

(46) Date of publication: 27.09.1995

(71) Applicant:  
Dr.Khel'mut Ehffenberger (AT)

(72) Inventor: Alfred Shmidt[AT],  
Eva Shtajner[AT], Vol'fgang  
Zal'tsbrunn[AT], Khel'mut Ehffenberger[AT]

(73) Proprietor:  
Dr.Khel'mut Ehffenberger (AT)

(54) METHOD FOR FERMENTATION OF CARBOHYDRATE-CONTAINING MEDIUMS WITH THE HELP OF BACTERIA WHICH PRODUCE BUTANOL, ACETONE, ETHANOL AND/OR ISOPROPANOL AND DEVICE FOR ITS REALIZATION

(57) Abstract:

FIELD: fermentation. SUBSTANCE: method is carried out in two steps. The first step involves cultivation bacteria by mixing at pH 4.0-5.5 and/or at 30-40 C, rate of stream being 0.080-0.45 h<sup>-1</sup>. At the second step bacteria are immobilized on porous carrier at ratio 1:10-1:11 or desired product is isolated by microfiltration. The second step is carried out at 27-40 C and pH 3.0-5.0, rate of stream being 0.14-0.4 h<sup>-1</sup>. Caked glass having open pores or pumice or other material having high SiO<sub>2</sub>-content and pores 20-200 μm in size are used as said carrier. Ratio of said carrier and volume of fermented medium is 1: 5-1:1.6, moisture capacity of said carrier being 0.35 ml/cm<sup>3</sup>. Desired product is isolated by extraction with higher alcohols or higher fatty acids,

thus prepared phase being removed to the first and/or the second step of fermentation. Desired product also may be isolated by diffuse evaporation at 30-90 C through membrane of silicone rubber, nitrogen or hydrogen or carbon oxide, or their mixture. Gas distillation at 30-90 C also may be used to produce desired product, mentioned above gases being used. Device for realization of proposed method comprises two reactors being connected consequently. The former reactor is autoclave which has a mixer. The latter reactor has device for producing directed stream of circulation of medium and filler with immobilized microorganisms. Said reactor is connected with outside contour for isolation of desired product. EFFECT: improves efficiency of the method.

RU 2 0 4 4 7 7 3 C 1

RU 2 0 4 4 7 7 3 C 1

Изобретение относится к способу сбраживания углеводсодержащих сред с помощью бактерий, продуцирующих бутанол, ацетон, этанол и/или изопропанол, состоящему из по меньшей мере двух стадий, причем на первой стадии в основном происходит непрерывное размножение бактерий, а на второй, проводимой непрерывно или периодически, образуется целевой продукт.

В известном способе (1) имеются две обычные стадии культивирования, причем изменяя скорость потока или с помощью контроля фосфатов, устанавливают ход процесса таким образом, чтобы на первой стадии (стадия размножения) концентрация бактерий была высокой и оставалась постоянной, т.е. чтобы устанавливалось динамическое равновесие (стационарное состояние) и уже часть субстрата перерабатывалась в бутанол, ацетон и/или этанол. На второй же стадии в этом случае должен достигаться возможно более высокий выход целевых продуктов брожения за возможно более короткое время. Если скорость потока на первой стадии будет слишком высокой, то будет выноситься больше клеток, чем их образуется. При слишком же низкой скорости потока рост клеток может прекратиться.

Такой способ имеет недостаток, заключающийся в том, что он не обеспечивает, с одной стороны, получения достаточно высоких выходов, и с другой стороны, стабильности непрерывного получения культуры в течение длительного времени.

Цель изобретения создание способа, с помощью которого в течение длительного времени можно было бы стабильно получать высокий выход и который позволял бы использовать исходные материалы, содержащие не только гексозы.

Цель достигается тем, что бактерии на второй стадии иммобилизируют на носителе.

Предлагаемый способ с точки зрения скорости потока является очень гибким, так как жизнеспособные бактерии на второй стадии удерживаются на носителе за счет адгезии. При этом с учетом протекания процесса скорость потока на первой стадии можно выбрать таким образом, чтобы на этой стадии происходило почти исключительно образование бактерий, которые затем частично переносились бы потоком на вторую стадию. В результате на второй стадии создается большая популяция бактерий, так как жизнеспособные бактерии связываются с материалом носителя, а погибшие бактерии вымывают обогатенной целевым продуктом средой. Таким образом на первой стадии можно работать с такими скоростями потока, при которых концентрация образующихся продуктов еще не превышает предела токсичности, следовательно, культуре бактерий не наносится существенный вред. Предпочтительно в качестве носителя использовать спеченное стекло с открытыми порами, пемзу или другой аналогичный материал с высоким содержанием  $\text{SiO}_2$  и открытопористой структурой с размером пор 20-200, предпочтительно 5-100 мкм, и влагоемкостью 0,35 или более мл/см<sup>3</sup>. При этом соотношение между объемом материала носителя и общим рабочим объемом должно

находиться в пределах 1:10 1:1,1, предпочтительно 1:5 1: 1,6, за счет чего достигается особенно высокая эффективность брожения (в частности, если на первой стадии при перемешивании содержимого реактора скорость протока составляет 0,08-0,45, предпочтительно 0,1-0,38 ч<sup>-1</sup>, pH 4,0-5,5, предпочтительно 4,3-5,1, наиболее предпочтительно 4,5-5 и/или температура 30-40, предпочтительно 33-38°C, а на второй стадии скорость протока составляет 0,14-0,4, предпочтительно 0,25-0,35 ч<sup>-1</sup>, pH 3,0-5,0, предпочтительно 4,0-4,8, наиболее предпочтительно 4,2-4,5, и/или температура 27-40, предпочтительно 30-37°C, наиболее предпочтительно 32-35°C).

По другому варианту осуществления предлагаемого способа можно отводить среду со стадии образования целевого продукта, выделять продукт путем экстракции, предпочтительно известным способом, с помощью высших спиртов или высших жирных кислот, а образующуюся в результате обедненную продуктом фазу возвращать на стадию образования продукта и/или первую стадию. Благодаря этому на второй стадии концентрация продукта поддерживается на низком уровне, следовательно не наносится вред бактериям. В результате образование продуктов происходит все время с высокой скоростью и процесс этот поддерживается в течение очень длительного времени. Возможно далее проводить отделение продукта, не оказывая отрицательного влияния на стадию брожения. Можно образующиеся на второй стадии продукты отводить из среды (предпочтительно непрерывно) путем диффузионного испарения, используя для этой цели перфузионную мембрану, в частности из силиконового каучука, и проводят процесс при 30-90, предпочтительно при 40-80°C. Снижение давления паров со стороны диффузионного испарения при этом достигается с помощью газа-носителя, например  $\text{N}_2$ ,  $\text{H}_2$ ,  $\text{CO}_2$ , смеси указанных газов, ферментационного газа или с помощью вакуума. Можно однако отделять целевые продукты (предпочтительно непрерывно) на второй стадии и путем отгонки с газом, используя в качестве газа, например,  $\text{N}_2$ ,  $\text{H}_2$ ,  $\text{CO}_2$ , смесь указанных газов или ферментационный газ. При этом объемное соотношение между потоками жидкости и газа составляет 0,05:1 1,6:1 и процесс проводят при температуре 30-90, предпочтительно 40-80°C.

Все указанные способы отделения целевых продуктов наряду с возможностью использования нетрадиционных сахаров позволяют применять более концентрированные растворы сахара, обеспечивают достижение более высокой продуктивности и стабильное протекание процесса в течение длительного времени.

Для регулирования протекания процесса с особенно высокой точностью можно изменять количество подаваемого питательного раствора и/или раствора сахара в зависимости от содержания целевого продукта на второй стадии и тем самым устанавливать точно ту концентрацию питательного раствора или сахара, которая необходима для оптимального протекания

процесса.

В предлагаемом устройстве могут быть последовательно соединены биореактор, предпочтительно биореактор типа автоклава с мешалкой, и реактор, загруженный материалом, содержащим микроорганизмы, предпочтительно реактор с неподвижным слоем. При этом реактор с неподвижным слоем связан с внешним контуром для непрерывного отделения целевого продукта. Благодаря такой комбинации реакторов можно очень просто регулировать скорость роста используемых микроорганизмов и образование целевого продукта на второй стадии.

При этом в реакторе с неподвижным слоем могут быть смонтированы одно или несколько направляющих устройств для обеспечения циркуляции внутри самого реактора. Благодаря такой циркуляции концентрация питательной среды и продукта становится примерно одинаковой во всех точках реактора. Для обеспечения циркуляции в реакторе могут быть смонтированы местные устройства для ввода газа или направляющие для направленного ввода потока циркулирующей среды. В случае ввода газа циркуляция достигается за счет эрлифтного эффекта, а в случае ввода направленного потока жидкости за счет соответствующей ее скорости.

Во внешнем контуре для отделения образующихся продуктов может быть смонтирован пердиффузионный модуль. Этот модуль может включать мембрану, в частности из силиконового каучука. В этом случае обеспечиваются наиболее благоприятные условия для выделения целевого продукта из среды. При этом при осуществлении потока относительно мембраны перекрестным током предотвращается отложение на ней микроорганизмов. И, наконец, для отделения целевого продукта во внешнем контуре может быть смонтирована противоточная стриппинг-колонна. При этом выбор того или иного способа отделения целевого продукта зависит от природы используемого исходного материала, природы образующегося продукта и используемых микроорганизмов.

На первой стадии предлагаемого способа устанавливают такую скорость потока, при которой на этой стадии происходит размножение бактерий и образование кислоты, но не происходит заметного образования продуктов. На этой стадии роста бактерии проявляют хорошие адгезионные свойства, благодаря чему при переходе на вторую стадию происходит иммобилизация их на материале носителя. При слишком низкой скорости потока на первой стадии будет происходить рост клеток, причем при этом одновременно может происходить образование продукта, в результате чего бактерии теряют свою способность адсорбироваться на материале носителя.

Вместо иммобилизации на второй стадии способа клетки можно отделять от среды с помощью микрофльтрации, предпочтительно перекрестно-точной микрофльтрации, и затем возвращать их в процесс. В результате достигается такой же эффект, как и при иммобилизации.

Кроме того, высокая концентрация целевого продукта на первой стадии (при

низкой скорости потока) приводит к дегенерации бактерий, следствием чего является обратный переход от образования продукта к образованию кислоты, который, как показала практика, является необратимым. При слишком высокой скорости протока на первой стадии происходит вымывание бактерий, в результате чего через некоторое время количество бактерий на второй стадии будет уже недостаточным.

Таким образом скорость протока следует устанавливать в зависимости от конкретных условий.

На фиг.1 показана схема процесса, при котором образующиеся продукты отделяют путем диффузионного испарения; на фиг.2 схема, с помощью которой отделение продуктов осуществляется путем экстракции; на фиг.3 схема, при которой продукт из среды выделяют путем отгонки.

Цифрой 1 обозначен сборник, из которого питательный раствор по трубопроводу 2 с помощью насоса 3 подается на первую стадию, оформленную в виде биореактора типа автоклава с мешалкой 4. Из биореактора обогащенный биомассой питательный субстрат по трубопроводу 5 насосом 6 подается на вторую стадию, оформленную в виде реактора с неподвижным слоем 7. Из этого реактора выходит трубопровод 8, по которому обогащенная продуктом среда с помощью насоса 9 отводится из реактора.

Обогащенная продуктом среда (фиг.1) проходит через теплообменник 10, в котором она прогревается за счет тепла возвращаемого, уже отделенного от среды продукта. Подогретая обогащенная продуктом среда по трубопроводу 11 направляется в нагреватель 12 и оттуда в пердиффузионный модуль 13. В пердиффузионном модуле 13 имеется мембрана 14, с одной стороны которой пропускается среда, а с другой газ-носитель. Через мембрану происходит переход продукта из среды в газ, который отводится в модуль 13 по трубопроводу 15. Очищенная от продукта среда по трубопроводу 16 с помощью насоса 17 подается в теплообменник 10 и по трубопроводу 18 снова возвращается в реактор с неподвижным слоем. Избыток среды, практически не содержащий продукта, отводится по трубопроводу 19. Часть среды (на фиг.1 показана пунктирной линией) по трубопроводу 20 с помощью насоса 21 направляется в биореактор типа автоклава с мешалкой. Обогащенный продуктом газ из пердиффузионного модуля 13 по трубопроводу 22 подается в охлаждающее устройство 23, в котором продукт конденсируется и отводится по трубопроводу 24. Отделенный от продукта газ по трубопроводу 25 снова возвращается в пердиффузионный модуль 13.

Отводящаяся из реактора с неподвижным слоем обогащенная продуктом среда (фиг.2) по трубопроводу 8 направляется в смеситель 27. В этот смеситель по трубопроводу 28 подается экстрагент, и смесь экстрагента и обогащенной продуктом среды по трубопроводу 29 направляется в разделитель 30. В разделителе 30 происходит разделение содержащего продукт экстрагента и очищенной от него среды. При этом обогащенный продуктом экстрагент

отводится по трубопроводу 31, а очищенная от него среда по трубопроводу 32. Очищенная от продукта среда по трубопроводу 33 затем снова возвращается в реактор с неподвижным слоем, а избыток ее отводится по трубопроводу 34. Как показано на фиг.2 пунктирной линией, не содержащая продукта среда может также по трубопроводу 35 с помощью насоса 36 возвращаться на первую стадию. Разделение экстрагента и продукта может осуществляться обычным способом, например путем дистилляции и т.п.

Отводящая по трубопроводу 8 с помощью насоса 9 обогащенная продуктом среда (фиг.3) снова направляется в теплообменник 10, из которого она по трубопроводу 37 подается в нагреватель 38 и оттуда по трубопроводу 39 в стриппинг-колонну 40. В этой колонне обогащенная продуктом среда взаимодействует с движущимся противотоком газом, который подается в колонну по трубопроводу 41 с помощью насоса 42. Обогащенный продуктом газ по трубопроводу 43 направляется в охлаждающее устройство 44, в котором продукт конденсируется и отводится по трубопроводу 45. Не содержащий продукта газ снова возвращается в стриппинг-колонну с помощью насоса 42. Не содержащая продукта среда направляется по трубопроводу 46 с помощью насоса 47 в теплообменник 10, в котором еще нагретая среда обменивается теплом со свежей средой, поступающей из реактора с неподвижным слоем 7. Из теплообменника 10 уже не содержащая продукта среда подступает в реактор с неподвижным слоем 7. И в этом случае избыток среды выводится из системы по трубопроводу 48. Показанный пунктирной линией трубопровод 49 и насос 50 также служат для возврата не содержащей продукта среды на первую стадию, а именно в биореактор типа автоклава с мешалкой 4.

**Пример 1.** В качестве питательной среды используется среда следующего состава, г/л: Ксилоза (безводная) 60  $\text{KH}_2\text{PO}_4$  1  $\text{K}_2\text{HPO}_4$  1  $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$  2  $\text{MgSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$  0,1  $\text{NaCl}$  0,01  $\text{Na}_2\text{MoO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$  0,01  $\text{CaCl}_2$  0,01  $\text{MnSO}_4 \cdot \text{H}_2\text{O}$  0,015  $\text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$  0,015 Биотин (мг/л) 0,1 Тиаминхлорид 0,002 п-аминобензойная кислота 0,002  $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_4$  0,035 Резацурин 0,001 Экстракт дрожжей 0,5  $\text{Na}_4\text{OOCCH}_3$  2,2

В качестве сбраживающих организмов используется *Clostridium acetobutylicum* ATCC 824, который перед введением его в процесс берется в виде соответствующей культуры.

Питательная среда из сборника 1 подается в биореактор в виде автоклава с мешалкой 4 со скоростью 0,3 ч<sup>-1</sup>. Количество инокулюма при этом составляет примерно 10% от содержимого биореактора. Ферментация в биореакторе проводится при 37°C и pH 5,1. За счет выбора определенной скорости потока плотность клеток в биореакторе остается примерно постоянной, причем образующиеся в результате размножения бактерий новые клетки подаются по трубопроводу 5 в реактор с неподвижным слоем 7, где они за счет адгезии удерживаются на материале носителя. В качестве носителя используется спеченное стекло с открытыми порами, объем

которого составляет 50% от общего рабочего объема. Температура ферментации в реакторе с неподвижным слоем 7 равна 33°C, а pH 4,3. Общая скорость потока на обеих стадиях составляет 0,15 ч<sup>-1</sup>. Содержимое реактора в реакторе с неподвижным слоем 7 продувается азотом, за счет чего благодаря смонтированным в нем направляющим осуществляется циркуляция.

Производительность и выход приведены в табл.1.

**Пример 2.** Используются питательный раствор того же состава и такой же инокулюм, и процесс в биореакторе типа автоклава с мешалкой и в реакторе с неподвижным слоем проводится в таких же условиях. Реактор с неподвижным слоем соединен с внешним контуром, в котором образующиеся продукты отводятся непрерывно или периодически. Отводимая из реактора с неподвижным слоем обогащенная продуктом жидкость нагревается до температуры около 40°C и направляется в стриппинг-колонну, в которую противотоком по отношению к ней вводится азот, использующийся в качестве газа для отгонки. Объемное соотношение между потоками жидкости и газа составляет 0,35:1. Жидкость, практически не содержащая продуктов, после охлаждения до температуры брожения частично снова возвращается в реактор с неподвижным слоем 7, причем меньшая ее часть может возвращаться также в биореактор типа автоклава с мешалкой 4.

Избыток жидкости, не содержащей продукта, отводится из системы. Обогащенный продуктом отводимый из стриппинг-колонны газ пропускается через охлаждающее устройство, в котором продукты могут конденсироваться и отводиться. Полученные стационарные значения приведены в табл.2.

Как видно из табл. 1,2, производительность и степень расщепления сахара в случае способа в соответствии с примером 2, т.е. при непрерывном отводе продукта во внешнем контуре, значительно выше. Этот результат имеет место и в том случае, когда, как показали вышеуказанные опыты, брожение проводится в течение более длительного времени, более 500 ч.

#### Формула изобретения:

1. Способ сбраживания углеводсодержащих сред с помощью бактерий, продуцирующих бутанол, ацетон, этанол и/или изопропанол, предусматривающий ферментацию среды при pH 4-5,5 и температуре 27-40°C в две стадии, на первой из которых осуществляют непрерывное выращивание бактерий, а на второй - образование периодически или непрерывно целевого продукта, подачу питательного раствора и/или раствора сахара в зависимости от содержания целевого продукта на второй стадии с последующим выделением целевого продукта, отличающийся тем, что на второй стадии бактерии иммобилизируют на пористом носителе при соотношении объема носителя и объема сбраживаемой среды 1:10 1:1,1 или отделяют микрофильтрацией от сбраживаемой среды и возвращают в процесс, при этом на первой стадии ферментацию проводят при перемешивании среды, скорости потока 0,08 0,45 ч<sup>-1</sup>, pH 4,0

5,5 и/или температуре 30-40°C, а на второй при скорости потока 0,14-0,4 ч<sup>-1</sup>, pH 3,0-5,0 и/или температуре 27-40°C.

2. Способ по п.1, отличающийся тем, что в качестве носителя используют спеченное стекло с открытыми порами, или пемзу, или другой материал с высоким содержанием SiO<sub>2</sub> с размерами пор 20-200 мкм и влагоемкостью по меньшей мере 0,35 мл/см<sup>3</sup>.

3. Способ по пп.1 и 2, отличающийся тем, что соотношение объема носителя и объема сбраживаемой среды составляет 1:5-1:1,6.

4. Способ по пп.1-3, отличающийся тем, что используют носитель с размерами пор 50-100 мкм.

5. Способ по пп.1-4, отличающийся тем, что выделение целевого продукта осуществляют экстракцией с помощью высших спиртов или высших жирных кислот, образующуюся при этом фазу возвращают на первую и/или вторую стадию ферментации.

6. Способ по пп.1-5, отличающийся тем, что выделение целевого продукта осуществляют путем диффузионного испарения через мембрану при температуре 30

90°C, при этом снижение давления паров со стороны диффузионного испарителя проводят с помощью азота, или водорода, или диоксида углерода, или смеси этих газов,

или ферментационного газа, или вакуума.

7. Способ по пп.1-4, отличающийся тем, что выделение целевого продукта осуществляют газовой отгонкой при 30-90°C, при этом в качестве газа используют азот, водород, оксид углерода, смесь этих газов или ферментационный газ при соотношении среды и газа 0,05:1 1,6 1.

8. Устройство для сбраживания углеводсодержащих сред с помощью бактерий, продуцирующих бутанол, ацетон, этанол и/или изопропанол, содержащее последовательно соединенные два реактора, в первом из которых размещена мешалка, а во втором приспособление для создания направленного потока циркулирующей среды, причем второй реактор может быть сообщен с внешним контуром для выделения из сброженной среды целевого продукта, отличающееся тем, что первый по ходу процесса реактор представляет собой автоклав, а во втором реакторе размещен в неподвижном или псевдооживленном слое наполнитель с иммобилизованными на нем микроорганизмами.

9. Устройство по п.8, отличающееся тем, что внешний контур для выделения из сброженной среды целевого продукта содержит стриппинг-колонну или пердиффузионный модуль с мембраной, например, из силиконового материала.

5

10

15

20

25

30

35

40

45

50

55

60

Таблица 1

|                                       | Остаточное содержание ксилозы, г/л | Степень распада сахара, % | Расход сахара, г/л | Содержание буганола, г/л | Общее содержание LM, г/л | Выход раствора, % | Производительность по LM, г/л · ч | Общее содержание кислоты, г/л | Выход кислоты, % | Оптическая плотность | pH Eh, мВ |
|---------------------------------------|------------------------------------|---------------------------|--------------------|--------------------------|--------------------------|-------------------|-----------------------------------|-------------------------------|------------------|----------------------|-----------|
| Скорость протока 0,15 ч <sup>-1</sup> | 28,59                              | 50,98                     | 4,46               | 5,7                      | 9,30                     | 31,28             | 1,395                             | 3,06                          | 5,88             | 2,765                | 4,32-436  |

LM – растворитель;

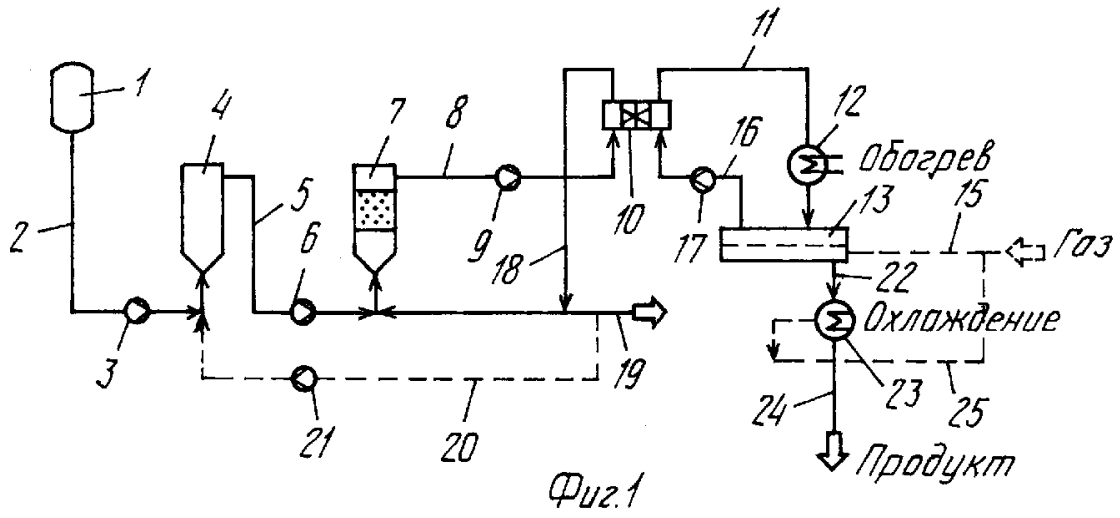
Eh – величина потенциала.

Таблица 2

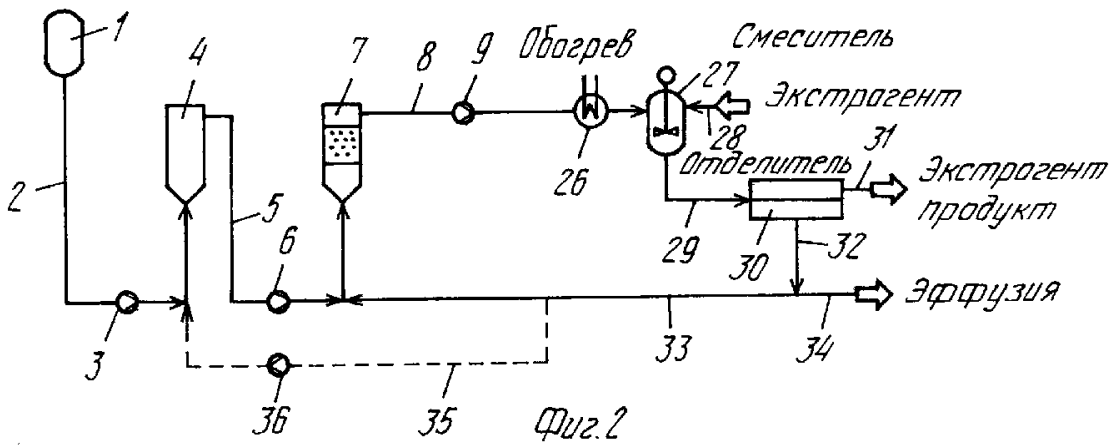
|                                       | Остаточное содержание ксилозы, г/л | Степень распада сахара, % | Расход сахара, г/л | Содержание буганола, г/л | Общее содержание LM, г/л | Выход раствора, % | Производительность по LM, г/л · ч | Общее содержание кислоты, г/л | Выход кислоты, % | Оптическая плотность | pH Eh, мВ |
|---------------------------------------|------------------------------------|---------------------------|--------------------|--------------------------|--------------------------|-------------------|-----------------------------------|-------------------------------|------------------|----------------------|-----------|
| Скорость протока 0,15 ч <sup>-1</sup> | 21,50                              | 62,50                     | 5,37               | 6,82                     | 10,87                    | 30,36             | 1,638                             | 3,76                          | 6,59             | 2,41                 | 4,10-450  |

LM – растворитель;

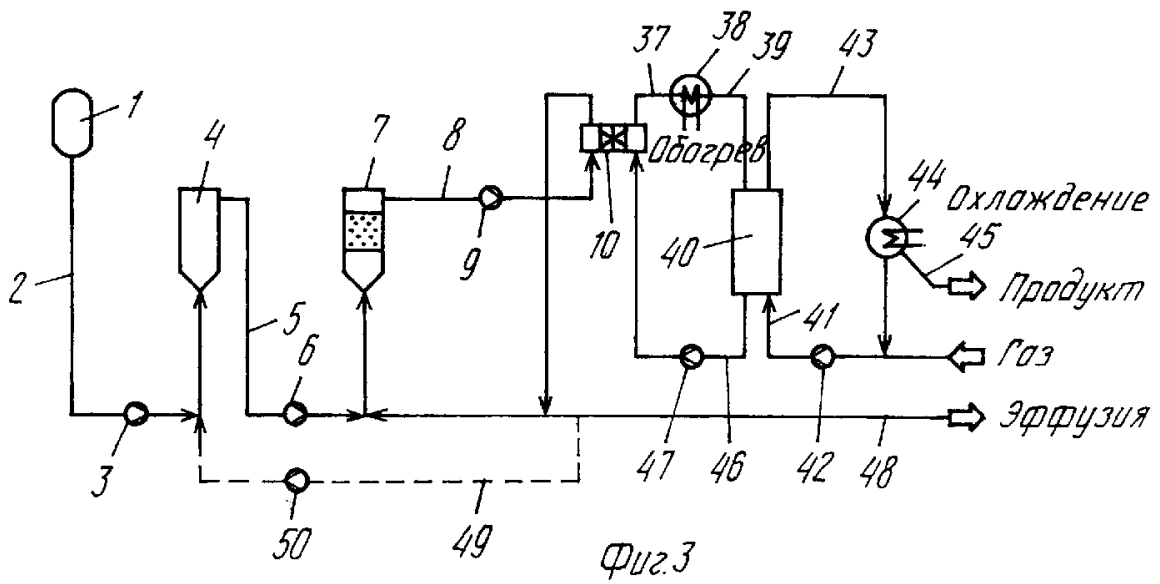
Eh – величина потенциала.



Фиг.1



Фиг.2



Фиг.3