

Изобретение относится к биотехнологии, и в частности, к способам получения биогаза.

В настоящее время известен способ получения биогаза из отходов животноводства [1], отличающийся тем, что перед анаэробной ферментацией из исходного сырья образуется водная суспензия, для чего навоз или птичий помет разбавляются водой в отношении примерно 1:1. В результате этого, концентрация органических веществ в получаемой водной суспензии составляет около 10%. Это позволяет упростить загрузку, выгрузку и транспортировку исходного сырья и продуктов его анаэробного брожения, используя для этого серийно выпускаемые насосы, трубопроводы и запорную арматуру. Кроме того, такое разбавление и ожижение исходного сырья перед ферментацией позволяет легко организовать непрерывную технологию его переработки и рекуперацию тепла, уносимого выходящим из реактора потоком продуктов анаэробной ферментации. Таким образом, известная технология хорошо приспособлена для получения биогаза из непрерывно поступающих отходов животноводства, но плохо подходит для переработки биомассы растительного происхождения по следующим причинам: во-первых, для получения водной суспензии из растительного сырья требуется слишком дорогостоящее оборудование, потребляющее при этом большое количество энергии, что делает такую технологию экономически и энергетически невыгодной. В известном способе получения биогаза эту часть расходов взяли на себя животные, в пищеварительном тракте которых происходит необходимое измельчение растительного сырья. Во-вторых, производство биомассы растений носит явно выраженный сезонный характер, а известная технология лучше всего приспособлена для переработки непрерывно поступающих отходов, поэтому ее использование для переработки периодически поступающего сырья потребует дополнительных затрат на хранение растительного сырья, что также приведет к увеличению стоимости получаемого биогаза. Поэтому получение энергии из биомассы растительного происхождения в настоящее время производится в основном путем ее сжигания в специальных печах, а сырьем для этого, чаще всего, служит древесина или солома. Так как для горения растительной биомассы ее влажность не должна превышать 25-30%, а растения обычно содержат более 50% влаги, то большая часть растительных отходов, ежегодно остающихся на полях, и запасенная в них солнечная энергия не используются.

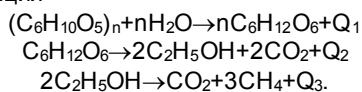
Наиболее близким к предлагаемому способу переработки биомассы является способ анаэробного компостирования соломы [2], заключающийся в том, что увлажненную соломенную резку заражают целлюлозоразлагающими бактериями и сбраживают в анаэробных условиях при температуре 60°C. В результате этого, через 1,5-2 месяца получается ценное органическое удобрение и биогаз. Однако, по мнению автора, "такой прием приготовления искусственного навоза представлял бы практический интерес, если бы не возникали трудности, связанные с поддержанием в сбраживаемой массе температуры около 60°C. В северной зоне это потребует очень большой затраты тепловой энергии, что сводит на нет энергетический эффект от получаемых горючих газов".

Целью предлагаемого изобретения является получение биогаза и органических удобрений или кормовых добавок из твердых органических отходов. В качестве сырья для такой технологии может быть использована не только солома злаков, но и растительные отходы с высокой влажностью, не пригодные для силосования, например, из-за низкого содержания сахаров. Кроме того, предлагаемая технология может быть использована для переработки органической части городского мусора с целью получения биогаза.

Указанная цель достигается тем, что после загрузки биологического реактора производят разогрев биомассы до рабочей температуры и заражение ее ассоциацией целлюлозоразлагающих и метаногенизирующих микроорганизмов, а анаэробная ферментация этой биомассы производится в биологическом реакторе такой формы и размеров, при которых тепло, выделяющееся в результате жизнедеятельности микроорганизмов, больше или равно теплу, отводимому от наружной поверхности биологического реактора в окружающую среду.

Вследствие термодинамической необратимости процессов жизнедеятельности, они всегда сопровождаются выделением тепла, а так как суммарные тепловыделения в биологическом реакторе пропорциональны его объему, а теплоотдача в окружающую среду пропорциональна площади наружной поверхности биологического реактора, то принципиальная возможность реализации такой технологии не вызывает сомнения. Для подтверждения технической возможности реализации предлагаемого способа переработки твердой биомассы оценим количество тепла, выделяющегося при получении 1 м³ биогаза.

Основным компонентом растительного сырья, разлагающимся при его анаэробной ферментации является полимер глюкозы - целлюлоза. Согласно закону Гесса, тепловой эффект сложной химической реакции, состоящей из нескольких последовательно происходящих промежуточных реакций, не зависит от того, через какие стадии проходила реакция, и равен сумме тепловых эффектов всех составляющих реакций. Поэтому, несмотря на то, что в биологическом реакторе деградация целлюлозы происходит по другому пути, суммарный тепловой эффект этих реакций будет равен тепловому эффекту следующей последовательности химических реакций



На основании анализа энергии разрыва химических связей находим, что при гидролизе целлюлозы на один грамм-моль образующейся глюкозы выделяется около 23 кДж тепла. Таким образом, тепловой эффект первой реакции равен $Q_1 = 23$ кДж/гмоль.

Тепловой эффект второй реакции известен и равен 98 кДж/гмоль, а тепловой эффект третьей реакции может быть легко вычислен как разность химических энергий исходного вещества и продуктов реакции

$Q_3=63,9$ кДж/гмоль. Таким образом, суммарный тепловой эффект рассматриваемой последовательности реакций равен

$$Q=Q_1+Q_2+Q_3=23+98+63,9=184,9 \text{ кДж/гмоль.}$$

В результате этого на один моль глюкозы получается 6 молей газообразных веществ, которые при нормальных условиях занимают объем

$$6 \cdot 22,4 \text{ л} = 134,4 \text{ л.}$$

Следовательно, на 1 м^3 продуктов реакции приходится примерно

$$184,9 : 134,4 = 1,38 \cdot 10^3 \text{ кДж}$$

тепла.

В действительности, в биологическом реакторе происходит деградация не только целлюлозы, но и других органических веществ, кроме того, какая-то часть получаемой при этом химической энергии не превращается в тепло, а затрачивается на увеличение биомассы участвующих в реакции микроорганизмов. Поэтому, полученное значение теплового эффекта метаногенеза можно рассматривать только как ориентировочное.

По имеющимся в литературе [3] данным, среднее количество биогаза, получаемое на биогазогенераторах без обогрева, использующихся в Китае, составляет около $0,15 \text{ м}^3$ в сутки на 1 м^3 объема реактора. Следовательно, объемная мощность внутренних источников тепла при температуре окружающей среды имеет величину порядка

$$Q_{oc} = \frac{V \cdot Q}{24 \cdot 3600} = \frac{0,15 \cdot 1,38 \cdot 10^6}{24 \cdot 3600} \approx 2,4 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^3}.$$

При температуре 60°C можно получить около 1 м^3 биогаза от 1 м^3 объема биологического реактора, что дает мощность внутренних источников тепла

$$Q_{60} = \frac{1 \cdot 1,38 \cdot 10^6}{24 \cdot 3600} \approx 16,0 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^3}.$$

Рассмотрим биологический реактор цилиндрической формы, диаметр которого равен его высоте. Как известно, такая форма обеспечивает минимальную величину наружной поверхности при заданном объеме цилиндрического тела. Предположим, что этот реактор покрыт слоем теплоизоляции толщиной $\delta=0,1 \text{ м}$, коэффициент теплопроводности которой равен $\lambda=0,05 \text{ Вт/м}\cdot\text{К}$. Диаметр реактора примем равным $D=12 \text{ м}$, тогда его объем будет равен $V_p=1360 \text{ м}^3$, а суммарные тепловыделения при температуре ферментации 60°C составят

$$Q_c=16,0 \cdot 1360=21,8 \text{ кВт.}$$

При температуре окружающей среды равной 10°C , потери тепла составят

$$\frac{3}{2} \pi D^2 \Delta t \frac{\lambda}{\delta} = \frac{3}{2} \cdot 3,14 \cdot 12^2 \cdot 50 \cdot \frac{0,05}{0,1} = 17,0 \text{ кВт.}$$

Таким образом, внутри реактора рассматриваемой конструкции будет выделяться на $Q_4=4,8 \text{ кВт}$ тепла больше, чем отдаваться в окружающую среду. Техническая возможность создания биологического реактора таких размеров не вызывает сомнения, более того, реакторы таких размеров уже эксплуатируются. Однако, при непрерывной технологии переработки органического сырья в такой реактор ежесуточно подводится и отводится около $G=90 \text{ т}$ водной суспензии. Для того чтобы реактор рассматриваемой конструкции не нуждался в дополнительном подводе тепла, необходимо чтобы разность температур между входящим и выходящим потоками не превышала

$$\Delta t_n = \frac{Q_4 \cdot 24 \cdot 3600}{G \cdot C} = \frac{4,8 \cdot 10^3 \cdot 24 \cdot 3600}{90 \cdot 10^3 \cdot 4,2 \cdot 10^3} = 1,1^\circ\text{C},$$

где C - теплоемкость суспензии, что практически не достижимо. Даже если увеличить толщину теплоизоляции в двое, то избыточное количество тепла в реакторе составит $Q_4=13,3 \text{ кВт}$, а максимальная величина недорекуперации, при которой еще не требуется дополнительный подвод тепла, будет равна $3,0^\circ\text{C}$, что также нереально. Поэтому известная технология, даже в тех случаях, когда потери тепла от поверхности биологического реактора в окружающую среду меньше внутренних тепловыделений, нуждается в подводе тепла извне.

Приведенные данные позволяют также сделать вывод о том, что саморазогрев биомассы при ее анаэробной ферментации от температуры окружающей среды до рабочей температуры биологического реактора практически невозможен. Действительно, если даже все тепло выделяющееся при анаэробной ферментации биомассы при температуре окружающей среды пойдет на разогрев содержимого биологического реактора, то его температура будет подниматься на

$$\frac{Q_{oc} \cdot 24 \cdot 3600}{C \cdot \rho} = \frac{2,4 \cdot 24 \cdot 3600}{4,2 \cdot 10^3 \cdot 1000} \approx 0,05^\circ\text{C/сутки},$$

где ρ - плотность суспензии.

Поэтому предварительный разогрев содержимого биологического реактора в предлагаемом способе переработки биомассы действительно необходим.

В известном способе компостирования соломы можно получить 200-250 л биогаза в расчете на один килограмм сухого органического вещества. Приняв плотность увлажненной соломенной резки равной 600 кг/м^3 , а ее влагосодержание равным 50-55%, получим концентрацию сухого органического вещества в

биологическом реакторе порядка $270-300 \text{ кг/м}^3$. С учетом приведенных сроков компостирования и количества получаемого при этом биогаза, находим среднесуточную удельную производительность биологического реактора, которая в данном случае составляет $0,9-1,6 \text{ м}^3$ биогаза от 1 м^3 объема реактора. Отсюда находим объемные тепловыделения в реакторе с ферментацией твердой биомассы, которые составляют $12-22 \text{ Вт/м}^3$, что в среднем несколько больше, чем в реакторе с ожиженной биомассой.

Так как при анаэробной ферментации твердых органических отходов в биологическом реакторе практически отсутствует конвективный перенос тепла, то критические размеры реактора, при которых внутренние тепловыделения превышают теплоотдачу в окружающую среду, окажутся меньше, чем у реактора с ожиженной биомассой. Действительно, расчеты показывают, что критический размер биологического реактора в этом случае составляет около 5 м, т.е. примерно вдвое меньше чем для реактора с ожиженной биомассой.

В соответствии со вторым началом термодинамики, тепло не может самопроизвольно передаваться от менее нагретого тела к более нагретому. Максимальная температура, при которой может генерироваться тепло в биологическом реакторе, равна максимальной температуре, при которой сохраняется жизнедеятельность микроорганизмов, поэтому к участку биологического реактора с такой температурой не может подводиться тепло от менее нагретых областей. Отсюда следует, что максимальная температура в биологическом реакторе, работающем по предлагаемому способу, не может достигать величин, при которых начинается массовое отмирание микроорганизмов. Поэтому, при увеличении размеров биологического реактора с твердой биомассой, температурное поле в нем выравнивается и ферментация биомассы происходит более равномерно.

Как показано выше, производительность биологического реактора для ферментации твердой биомассы получается примерно такой же или несколько выше, чем у реактора с ожиженной биомассой такого же объема. При этом длительность ферментации в реакторе с твердой биомассой оказывается в 3-4 раза большей (45-60 дней, против 15 дней в реакторе с ожиженной биомассой). Это говорит о том, что объем биологического реактора с твердой биомассой используется гораздо эффективнее, так как концентрация органических веществ в нем, по крайней мере, втрое выше.

Уменьшив начальную температуру ферментации, можно организовать работу реактора с твердой биомассой таким образом, чтобы увеличить длительность этого процесса до 3-4 месяцев. Это позволит согласовать во времени процессы заготовки растительного сырья, получения биогаза и внесения в почву органических удобрений, получающихся в результате анаэробной ферментации этого сырья. Действительно, загрузив биологический реактор твердыми органическими отходами в октябре-ноябре, можно получить биогаз в то время, когда в нем имеется наибольшая потребность - с декабря по февраль, и к марту получить органические удобрения, т.е. как раз в то время, когда их необходимо вносить в почву. В этом случае емкость биологического реактора одновременно выполняет функции хранилища растительных отходов и хранилища для органических удобрений, обеспечивающего полную сохранность связанного азота, запасенного в них.

Известно, что при аэробном перегнивании органических остатков теряется около половины органического азота. При анаэробной ферментации растительных отходов весь органический азот сохраняется в получаемом при этом органическом удобрении. Поэтому внесение каждой тонны такого удобрения в почву эквивалентно дополнительному внесению (по сравнению с перегниванием растительных отходов в естественных условиях) 5-10 кг связанного азота, на получение которого потребовалось бы затратить 125-250 кВт-ч энергии.

Известно, что аэробное окисление органических веществ сопровождается выделением значительно большего количества тепла (в случае глюкозы в 18 раз), чем при его анаэробной метанизации. Поэтому саморазогрев биомассы в аэробных условиях происходит достаточно быстро. Это позволяет для начального разогрева биомассы использовать ее аэробный саморазогрев.

Так как при аэробной деградации биомассы выделяется значительно больше тепла, чем при ее анаэробной метанизации, то размеры биологического реактора, необходимого для поддержания теплового равновесия в аэробном процессе, будут заведомо меньше, чем размеры аналогичного реактора, в котором происходит анаэробное разложение биомассы. Это гарантирует высокую скорость предварительного аэробного саморазогрева биомассы. Кроме этого, гидролиз сложных органических соединений аэробными микроорганизмами производится значительно быстрее, чем анаэробными, поэтому аэробный начальный разогрев биомассы будет так же способствовать ускорению ее последующей метанизации.

Рассмотрим устройство реализующее предложенный способ переработки твердой биомассы. Схема этого устройства показана на фигуре.

Устройство состоит из герметичного биологического реактора, включающего теплоизолированный корпус 1 и съемную или открывающуюся верхнюю крышку 2. В нижней части биологического реактора имеется накопитель жидкости 3, отделенный от корпуса 1 фильтрующей перегородкой 4. Накопитель жидкости 3 соединен с линией всасывания насоса 5, нагнетательная линия которого через теплообменник 6 соединена с распределительным устройством 7, находящимся в верхней части биологического реактора. Для уплотнения биомассы в реакторе имеются грузы 8. Кроме этого, устройство содержит вспомогательную емкость 9, соединенную с нагнетательной линией насоса 5, накопителем жидкости 3 и верхней частью биологического реактора.

Устройство для переработки твердой биомассы работает следующим образом. Перед загрузкой биологического реактора с него снимается (открывается) верхняя крышка 2. После чего корпус 1

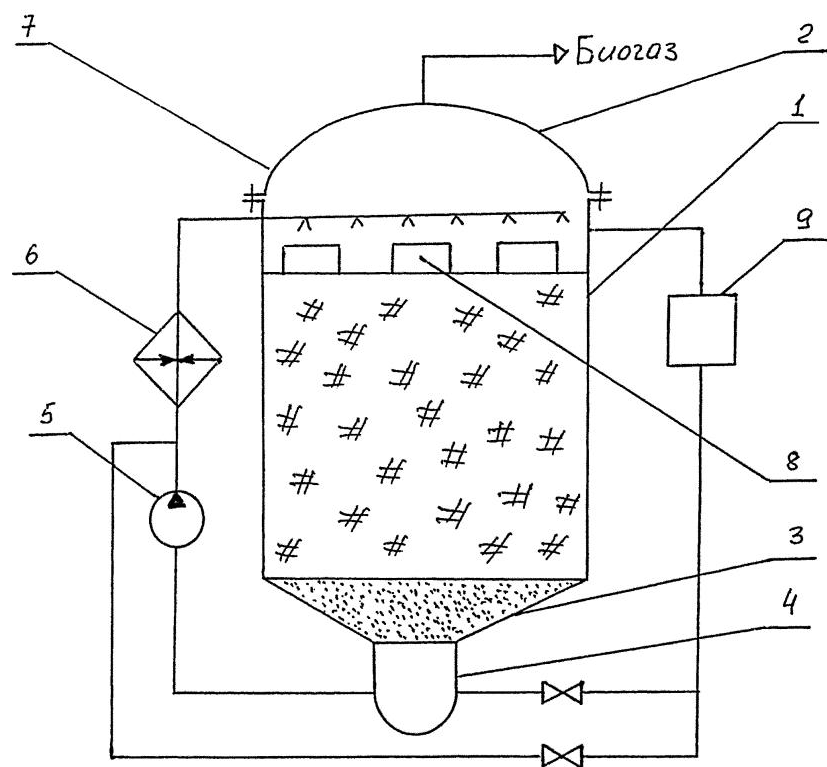
биологического реактора заполняется твердой биомассой, например, растительного происхождения, которая уплотняется при помощи грузов 8, укладываемых на ее свободную поверхность. После загрузки корпуса 1 на него устанавливается съемная верхняя крышка 2, и объем биологического реактора герметизируется. После этого из биологического реактора удаляется газообразный кислород, например при помощи газовой горелки (на рисунке не показана), расположенной в свободном пространстве между крышкой 2 и свободной поверхностью биомассы, находящейся в реакторе. Затем в накопитель жидкости 3 подается вода и включается насос 5, прокачивающий эту воду через теплообменник 6, где происходит ее нагрев. Нагретая вода, пройдя через распределительное устройство 7, орошает биомассу, находящуюся в реакторе, отдавая при этом тепло, полученное в теплообменнике 6. Охлажденная жидкость собирается в нижней части биологического реактора, проходит через фильтрующую перегородку 4 и попадает в накопитель жидкости 3, откуда снова подается насосом 5 в теплообменник 6 и распределительное устройство 7. Так продолжается до тех пор, пока температура биомассы в реакторе не достигнет требуемой величины, после чего прекращается подвод греющей среды в теплообменник 6, а в накопитель жидкости 3 из вспомогательной емкости 9 подается ассоциация целлюлозо-разлагающих и метаногенизирующих микроорганизмов. За счет циркуляции жидкости, осуществляемой насосом 5, обеспечивается транспортировка и равномерное заражение биомассы микроорганизмами, осуществляющими ее анаэробную ферментацию. Получаемый в результате этого биогаз отводится через отверстие в верхней части биологического реактора. Регулирование производительности биологического реактора по биогазу или длительности процесса ферментации биомассы может осуществляться за счет подвода или отвода тепла в теплообменнике 6.

После окончания анаэробной ферментации биомассы, жидкость из накопителя жидкости 3 при помощи насоса 5 перекачивается во вспомогательную емкость 9, и будет использована для заражения биомассы в следующем цикле работы реактора. После этого верхняя крышка 2 снимается с корпуса 1 биологического реактора и его содержимое выгружается.

Линия, соединяющая верхнюю часть вспомогательной емкости 9 с верхней частью биологического реактора, служит для выравнивания давления. Поэтому, при работе биологического реактора она должна быть открыта, а во время загрузки и выгрузки реактора необходимо следить за тем, чтобы она была закрыта, так как попадание кислорода во вспомогательную емкость 9 ингибирует рост анаэробных микроорганизмов.

Для уменьшения расхода тепла на начальный разогрев биомассы можно использовать ее аэробный саморазогрев, для чего после загрузки биомассы в биологический реактор в течение нескольких дней или недель его верхняя крышка 2 не устанавливается (не закрывается). После того как температура биомассы в центре реактора достигнет 60-70°C устанавливается (закрывается) его верхняя крышка и производится герметизация объема биологического реактора. Далее работа реактора проходит по вышеописанной схеме для анаэробной ферментации сырья. Если биологический реактор загружен биомассой с низкой влажностью, например, соломой злаков, то для интенсификации ее аэробного саморазогрева необходимо ее увлажнение, которое производится путем орошения биомассы водой, так же как и в случае ее анаэробной ферментации.

При ферментации твердой биомассы корпус биологического реактора может быть изготовлен из эластичного материала, при этом всегда можно добиться того, чтобы давление на эластичную стенку реактора определялось только давлением биогаза, которое обычно не превосходит нескольких килопаскалей. В настоящее время известны конструкции биологических реакторов с оживленной биомассой, корпус которых изготовлен из эластичного материала, но в этом случае стенка реактора должна выдерживать еще и давление столба жидкости, которое, как правило, на порядок выше давления биогаза. Кроме этого, в биологическом реакторе для ферментации твердой биомассы с эластичной стенкой можно совместить операции удаления газообразного кислорода и уплотнения биомассы, если их проводить путем откачки воздуха из биологического реактора, например, при помощи вакуум-насоса.



Фиг.