

## ХИМИЧЕСКАЯ ТЕХНОЛОГИЯ

УДК 628.336.515

### МОДЕЛИРОВАНИЕ ВАРИАНТОВ РАБОТЫ РЕАКТОРОВ АНАЭРОБНОГО СБРАЖИВАНИЯ ОРГАНОСОДЕРЖАЩИХ ОТХОДОВ С ПОЛУЧЕНИЕМ БИОГАЗА

**Л.П. ШЕВЧЕНКО***(Полоцкий государственный университет)*

*Изучены способы расчета режима работы реакторов анаэробного сбраживания органосодержащих отходов на примере отходов нефтепереработки с получением биогаза. Также рассмотрено математическое моделирование и процесс оптимизации сбраживания разных отходов нефтепереработки на основе расчета времени пребывания, обеспечивающего требуемую величину конверсии органического вещества отходов.*

**Ключевые слова:** *органосодержащие отходы, биогаз, метаногенез, математическое моделирование, время пребывания в реакторе.*

**Введение.** Получение биогаза из органосодержащих отходов приводит к совместному решению двух современных проблем: поиск энергоресурсов и защита окружающей среды. С одной стороны, решается проблема утилизации отходов нефтехимической промышленности, с другой – получение альтернативного источника энергии. Для Беларуси данный вопрос весьма актуален, так как наша страна не имеет достаточного количества энергоресурсов, а химическое производство занимает немалую долю промышленности республики, следовательно, и отходов от данного вида деятельности накапливается немало. До сегодняшнего дня в нашей стране не существует опробованной эффективной технологии утилизации жидких органосодержащих отходов нефтеперерабатывающих производств. Существующие технологии отличаются низкой эффективностью и высокой энергозатратностью. Большая часть отходов нефтепереработки вообще нигде не используется и отводится в шламонакопители или подвергается естественному разложению на полях фильтрации, что неприемлемо из-за отчуждения больших территорий лугов и полей. Другим аспектом проблемы является потребность в изыскании эффективных возможностей использования биомассы для получения альтернативного источника энергии, что очень важно для нашей страны. Нами рассматривается возможность использования отходов нефтеперерабатывающего завода как сырья для микробиологической анаэробной конверсии ее в биогаз.

Процесс получения биогаза известен очень давно. Современные биогазовые технологии широко используются как в развитых, так и развивающихся странах. Процесс образования биогаза осуществляется в специальных реакторах-метантенках. К недостаткам оборудования этого типа можно отнести: низкую производительность, металлоемкость, увеличенное время протекания процесса из-за отсутствия перемешивания, сложность подачи исходного материала и невозможность повторного использования активного ила [1]. Общий принцип технологии заключается в следующем. Органосодержащие отходы (биомасса) загружаются в реактор, где происходит сбраживание и выделение метана, что является целевым продуктом в данном процессе.

Цель данной работы – выявление оптимального режима работы реактора, а также определение вида отходов, дающих максимальный выход биогаза.

**Основная часть.** Как известно, реакторы могут работать в трех основных гидродинамических режимах: реактор идеального вытеснения (РИВ), реактор идеального смешения (РИС) и каскад реакторов [2].

Реактор идеального вытеснения характеризуется переменной концентрацией реагирующих веществ по длине аппарата, наибольшей разницей концентраций на входе и выходе из реактора и, следовательно, наибольшей средней движущей силой процесса. Изменение концентрации в реакционном объеме носит плавный характер, так как последующие реакционные объемы реагирующих веществ не смешиваются с предыдущим, а полностью вытесняются. Практически к режиму идеального вытеснения можно приблизиться в реакторе с малым диаметром и большой длиной при относительно высоких скоростях движения реагирующих веществ.

Реактор полного смешения обычно снабжен каким-либо перемешивающим устройством и характеризуется постоянством концентрации реагирующих веществ во всем объеме реактора в данный момент времени, вследствие практически мгновенного смешения реагирующих веществ в реакционном объеме (рисунок 1).

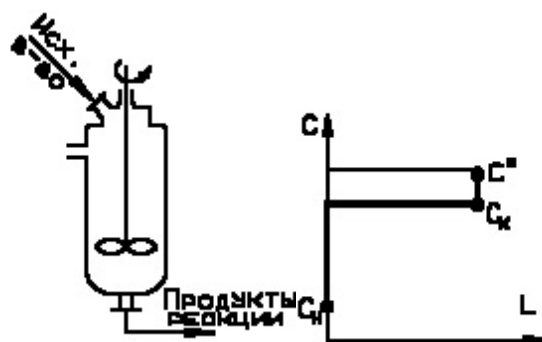


Рисунок 1. - Изменение концентрации реагирующих веществ в реакционном объеме реактор идеального смешения

Поэтому изменение концентрации реагирующих веществ на входе в реактор носит скачкообразный характер. Средняя движущая сила процесса в таком аппарате будет меньше, чем в аппарате полного вытеснения. В некоторых случаях процесс химического превращения вещества проводится не в одном аппарате смешения, а в нескольких таких аппаратах, соединенных последовательно. Такая система, состоящая в некоторых случаях из 20 и более аппаратов, получила название каскада реакторов. В каскаде реакторов изменение концентрации реагирующих веществ носит ступенчатый характер, так как продукт реакции предыдущего аппарата является исходным реагирующим веществом в последующем аппарате (рисунок 2).

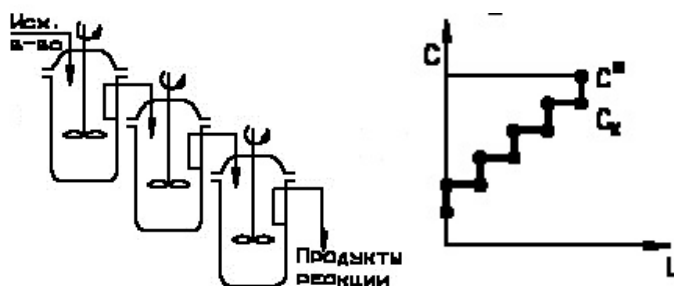


Рисунок 2. – Изменение концентрации реагирующих веществ в реакционном объеме каскада реакторов

Гидродинамический режим работы каскада реакторов является промежуточным и зависит от числа аппаратов; с увеличением числа реакторов в каскаде он приближается к режиму вытеснения, а при уменьшении – к режиму смешения. В каскаде увеличивается время пребывания реагирующих веществ по сравнению с одним реактором смешения, а также возрастает выход продукта реакции по сравнению с реактором вытеснения.

Таким образом, одним из ключевых факторов любого микробиологического процесса является время пребывания микроорганизмов в среде. Для обеспечения эффективного разложения сложных органических веществ до метана и  $\text{CO}_2$  необходимо, чтобы микроорганизмы находились в достаточном количестве, а время их пребывания в среде было достаточным для обеспечения метаболизма субстрата и при этом не происходило вымывание бактерий. Следовательно, по этому параметру нужно рассчитывать объем реактора. Именно от времени пребывания зависит степень разложения органического вещества и, соответственно, выход биогаза. Тем не менее, путь регулирования выхода биогаза, заключающийся в изменении объема метантенков, в настоящее время вряд ли осуществим, так как большинство конструкций метантенков имеет неизменную геометрию и объем, а держать резервные метантенки экономически нецелесообразно. При проектировании новых сооружений заведомо определяют максимальную нагрузку метантенка по субстрату, что означает сокращение затрат на строительство метантенков меньшего объема. При этом уменьшаются и теплопотери через ограждающие конструкции метантенков.

Для различных конструкций реактора время пребывания сырья в реакторе будет определяться следующим образом:

$$t = \frac{V}{G_V} = C_{A,0} \int_0^{x_A} \frac{dx_A}{V_p},$$

где:  $C_{A,0}$  – начальная концентрация вещества  $A$  в реакционной смеси;  
 $x_A$  – конверсия (степень превращения вещества  $A$ );

$V_p$  – скорость протекания процесса;

$t$  – время пребывания в реакторе;

Построив график зависимости величины обратной скорости от концентрации можно видеть, что время пребывания в РИВ будет меньше, чем в РИС [2].

Изучение кинетических закономерностей анаэробной переработки необходимо для определения оптимального значения начальной концентрации органического вещества в составе отходов, расчета времени пребывания и габаритов аппарата (метантенка), а также для оценки диффузионных ограничений и требований к перемешиванию. Поиск возможных способов интенсификации процесса анаэробной переработки является важной практической задачей.

Скорость протекания процесса метаногенеза определяется уравнением Моно – Герберта [4]:

$$-\frac{dS}{dt} = \frac{K_1 \cdot S}{1 + K_2 \cdot S} + K_3,$$

где:  $S$  – содержание органического вещества в отходах, г/г;

$t$  – время, сутки;

$K_1$  – константа скорости превращения органического вещества, г/г сут;

$K_2$  – константа ингибирования процесса органическим веществом отходов, г/г;

$K_3$  – константа скорости торможения процесса за счет отмирания бактерий, г/г сут.

При этом имелась в виду возможность описания метаногенеза различных органосодержащих отходов единым уравнением с различными коэффициентами в каждом конкретном случае.

Проведенные исследования показали [3], что для описания метаногенеза органосодержащих отходов можно использовать модификацию уравнения Герберта с кинетическими коэффициентами, учитывающими индивидуальные характеристики отходов ( $S_0$ ,  $S_0/C_0$ ,  $O/N$ ). Экспериментальные данные и результаты моделирования позволили получить формулу для расчета времени осуществления процесса до заданной величины конечной концентрации органического вещества в составе отходов:

$$t = \int_S^{S_0} \frac{S_0^{1,66} - 0,0646 \cdot S}{K_3 \cdot S_0^{1,66} + (0,033 \cdot S_0^{1,66} - K_3 \cdot 0,0646) \cdot S} dS.$$

Полученные результаты были использованы для расчета различных режимов работы реакторов. В результате расчетов были получены следующие зависимости (рисунок 3).

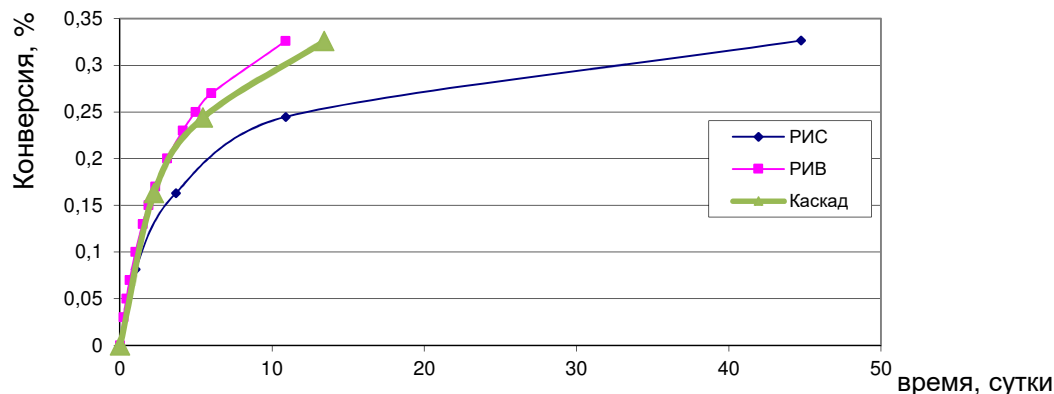


Рисунок 3. – Зависимость конверсии от времени пребывания

На приведенном графике (см. Рисунок 3) показана зависимость конверсии от времени пребывания в реакторах различного типа. Для конверсии ниже 10% разница в конструкциях незначительна, но при больших значениях она становится очевидна. При конверсии свыше 30% резко увеличивается время сбраживания только в реакторах идеального смешения, при этом прирост конверсии является незначительным. Поэтому в работе более детально рассматривается конверсия 20 – 30% (рисунок 4). Кроме того, по данным ряда исследователей, изменение количества воды в субстратах может непосредственно влиять на показатели анаэробного сбраживания. При чрезмерно низкой (менее 91%) и повышенной (более 97%) влажности в традиционном процессе сбраживания жидких осадков происходят нарушения, ведущие к снижению выхода биогаза. При применении традиционных конструкций метантенков низкая влажность осадков может привести к полному нарушению процесса сбраживания из-за ухудшения их текучести. По-

этому часть сброженного осадка возвращается обратно в процесс, что позволяет повысить эффективность утилизации жидких отходов, улучшить отделение биогаза и предотвратить вынос активного ила.

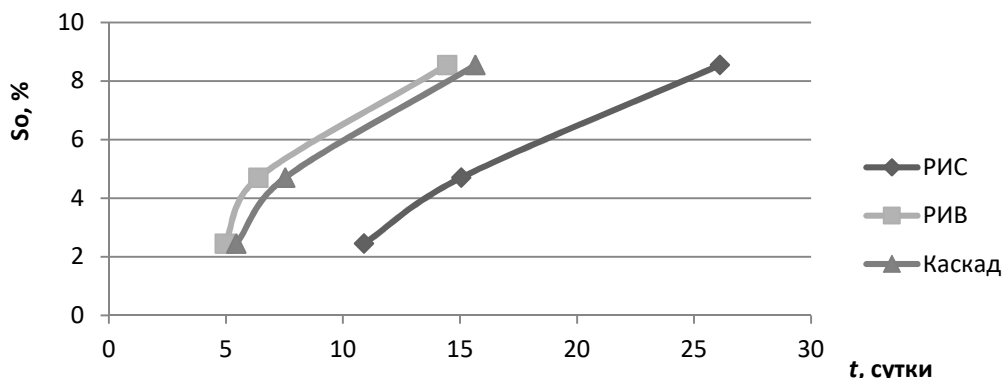


Рисунок 4. – Зависимость периода сбраживания от начальной загрузки для конверсии 25% для различных режимов работы

На графике (см. Рисунок 4) приведено сравнение времени сбраживания в реакторах различного типа для конверсии 25% при различных начальных концентрациях сырья. Отсюда видно, что режим РИВ является наиболее выгодным с точки зрения максимального выхода продукта. Но главным недостатком режима РИВ является периодичность процесса и неравномерность выхода биогаза. Эти недостатки могут быть устранены в каскаде реакторов. Режим каскада реакторов имеет близкие к РИВ показатели и дает возможность организации непрерывного процесса.

В таблице 1 приведены объемы выхода биогаза, получаемого в реакторе объемом 800 м<sup>3</sup>, в зависимости от массовых концентраций (в долях от единицы) содержания органики в отходах производства. Из таблицы видно, что выход биогаза в РИС в среднем на 20% ниже, чем в реакторах РИВ и каскаде реакторов.

Таблица 1. – Показатели работы реактора объемом 800 м<sup>3</sup> для разных режимов работы

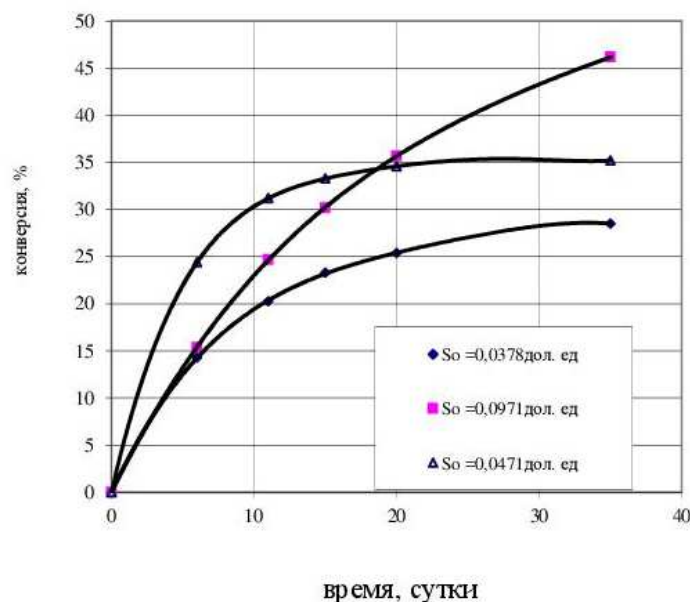
| Тип отходов, его состав (орг. вещество, дол. ед.) | Режим работы | Конверсия на 10 суток | Выход биогаза, м <sup>3</sup> |
|---|--------------|-----------------------|-------------------------------|
| Отходы нефтепереработки, $S_0 = 0,0245$           | РИС          | 24                    | 3,904                         |
|   | РИВ          | 31                    | 5,043                         |
|   | Каскад       | 30                    | 4,88                          |
| Смесь отходов, $S_0 = 0,0471$                     | РИС          | 22                    | 5,087                         |
|   | РИВ          | 30                    | 6,782                         |
|   | Каскад       | 29                    | 6,555                         |
| Отходы нефтепереработки, $S_0 = 0,0855$           | РИС          | 16                    | 9,083                         |
|   | РИВ          | 20                    | 11,350                        |
|   | Каскад       | 19                    | 10,782                        |

Длительный перерыв между свежими загрузками сбраживаемых органических отходов, что подтверждено многолетним опытом, не приостанавливает процесс их сбраживания и отражается лишь на производительности метантенка, суточной выработке биогаза и его калорийности, тогда как прекращение подогрева сбраживаемой массы утепленного метантенка на длительное время также не приостанавливает процесс сбраживания, но снижает его производительность. Высокие энергозатраты, металлоёмкость и дороговизна конструкции ограничивают её применение.

**Заключение.** Таким образом, анализ приведенных режимов работы показывает, что проблема разработки новых технологий и оборудования для производства биогаза является актуальной. Требуется дальнейшее совершенствование существующих конструкций и создание математического аппарата для их проектирования и оптимизации.

Задачей настоящего исследования является создание такого метантенка для последовательного пофазного анаэробного сбраживания различных разжиженных органических отходов, который был бы наименее сложен и трудоемок в изготовлении, обладал бы высокой степенью надежной и стабильной работоспособности; не требовал длительного времени на какие-либо эксплуатационно-регулирующие и ремонтные мероприятия, прочисток и приостановок процесса последовательного пофазного анаэробного сбраживания различных разжиженных органических отходов.

Согласно поставленной задаче решение предлагается достигать тем, что разделить общий метантенк перегородками в зависимости от формы резервуара на разные зоны. В разных зонах осуществлять разные режимы (РИВ и РИС), достигая тем самым результаты сбраживания возможного каскада реакторов. Секции, предназначенные для разных зон, имеют разные объемы, рассчитанные на разное время пребывания в зависимости от органической составляющей отходов (рисунок 5).



**Рисунок 5. – Изменение расчётной конверсии органического вещества отходов очистных сооружений нефтепереработки ( $S_0 = 0,0378$  и  $0,091$  дол. ед.) и их смеси с растительной добавкой ( $S_0 = 0,0471$  дол. ед.) во времени для термофильного режима сбраживания**

Как следствие (см. Рисунок 5), уже на 11 сутки конверсия метаногенеза для смеси отходов достигает более 30%, а для отходов нефтепереработки – более 20%. Даже второй результат вполне удовлетворителен для технологии комплексной переработки органосодержащих отходов [4].

#### ЛИТЕРАТУРА

1. Гюнтер, Л.И. Метантенки / Л.И. Гюнтер, Л.Л. Гольдфарб. – М. : Стройиздат, 1991. –127 с.
2. Кутепов, А.М. Общая химическая технология / А.М. Кутепов, Т.И. Бондарева, М.Г. Беренгартен. – М. : Высшая школа, 1990. – 514 с.
3. Шевченко, Л.П. Методика расчета кинетических констант анаэробного сбраживания некоторых органосодержащих отходов / Л.П. Шевченко, Р.А. Андреева, Г.Н. Абаев // Вестник Полоцкого государственного университета. Сер. В, Прикладные науки. – 2004.
4. Шевченко, Л.П. Исследование кинетики метаногенеза органосодержащих отходов нефтепереработки / Л.П. Шевченко, О.Е. Шестопалова // Труды БГТУ. Сер.: Химия, технология органических веществ и биотехнология. – Минск, 2012. – № 4. – С. 96–101.

Поступила 28.06.2019

#### MODELING OF VARIANTS OF ANAEROBIC DIGESTION OF ORGANIC WASTE REACTORS WITH BIOGAS PRODUCTION

L. SHEVCHENKO

*The article studies the methods of calculating the mode of operation of anaerobic digestion reactors of organic waste on the example of waste oil refining to produce biogas. Mathematical modeling and the process of optimization of fermentation of various waste oil refining based on the calculation of residence time, providing the required amount of conversion of organic matter waste.*

**Keywords:** organ-containing waste, biogas, methanogenesis, mathematical modeling, time spent in the reactor.