

# МАТЕМАТИЧЕСКАЯ ИНТЕРПРЕТАЦИЯ ПРОЦЕССОВ МАССОПЕРЕНОСА В АНАЭРОБНОМ БИОРЕАКТОРЕ

**Л. И. Ружинская**

Кандидат технических наук, доцент\*

E-mail: ruzhli@ukr.net

**А. А. Фоменкова**

Аспирант\*

E-mail: hyrondelle@list.ru

\*Кафедра биотехники и инженерии  
Национальный технический университет  
Украины

«Киевский политехнический институт»  
пр. Победы, 37, г. Киев, Украина, 03056

*Розглядається метаногенез в біореакторах з іммобілізованою на нерухомих носіях мікрофлорою. Аналізуються процеси розкладу органічного забруднення стічної води та утворення продуктів метаболізму. Пропонується умовно розбити простір анаеробного біореактора на три зони. Розглядаються процеси масо-переносу речовин, що беруть участь в процесі анаеробної очистки стічної води, окремо в кожній зоні з урахуванням особливостей переважального процесу*

*Ключові слова: біогаз, іммобілізована мікрофлора, біореактор, математична модель, масо-перенос*

*Рассматривается метаногенез в биореакторах с иммобилизованной на неподвижных носителях микрофлорой. Анализируются процессы разложения органического загрязнения сточной воды и образования продуктов метаболизма. Предлагается условно разбить пространство анаэробного биореактора на три зоны. Рассматриваются процессы массопереноса веществ, участвующих в процессе анаэробной очистки сточной воды, отдельно в каждой зоне с учетом особенностей преобладающего процесса*

*Ключевые слова: биогаз, иммобилизованная микрофлора, биореактор, математическая модель, массоперенос*

## 1. Введение

При очистке сточных вод биотехнологических и пищевых производств, содержащих высокие концентрации органических загрязнений, особенно выгодным является применение анаэробных методов очистки. Биогаз, который образуется на очистных сооружениях, может быть эффективно использован, например, для обеспечения энергетических нужд установки, а так же для получения горячей воды и пара. Однако, проектирование подобных установок, а именно основного ее элемента – анаэробного биореактора, сопряжено с некоторыми трудностями. Это объясняется тем, что практически отсутствуют теоретические и экспериментальные исследования процессов биоконверсии в анаэробных биореакторах при очистке сточных вод. Как следствие, существующие конструкции биореакторов не могут в полной мере соответствовать показателям эффективной работы. Поэтому актуальным является исследование процессов утилизации сточных вод с целью обоснования оптимальных параметров оборудования и способов интенсификации процесса метанового сбраживания в анаэробных биореакторах.

## 2. Анализ литературных данных и постановка проблемы

Исследование технологических особенностей работы и конструктивных параметров анаэробного биореактора, а так же их влияние на общую эффективность процесса очистки сточных вод, удобно производить, используя математические модели процессов, происходящих в нем.

Для исследования выбрана конструкция анаэробного биореактора типа «биофильтр» с плоскостной загрузкой, представляющей собой неподвижные листы полимерного материала, на которых образуется био-пленка (рис. 1) [1].

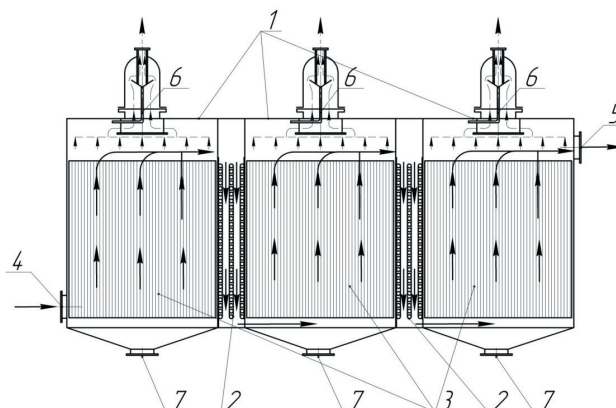


Рис. 1. Принципиальная схема анаэробного биореактора:  
1 – секции реактора; 2 – перегородки; 3 – загрузка;  
4, 5 – штуцера; 6 – газоотделяющее устройство;  
7 – штуцер для спуска отработанного ила

Биопленка – высоко структурированное клеточное образование, в котором микробные клетки включены в комплексную матрицу. Количество биомассы в реакторе будет обусловлено формой и размерами биопленки, плотностью распределения микроорганизмов в ней.

При описании процессов в анаэробных биореакторах с иммобилизованными на носителях в виде биопленки микроорганизмах, необходимо учитывать ряд их осо-

бенностей, связанных с ростом и развитием биопленки, транспортом питательных веществ к микроорганизмам в биопленке и отведения продуктов метаболизма.

### 3. Выбор расчетной схемы, принимаемых допущений

Рассмотрим анаэробный биореактор, в котором биопленка закреплена на неподвижных носителях в виде плоских вертикальных листов полимерного материала толщиной  $\delta_n$ , образующих каналы шириной  $\delta$ , через которые восходящим потоком движется субстрат (рис. 2). На поверхности полимерных носителей нарастает биопленка, усредненная толщина которой равна  $L_{\text{ср}}$ . Гидродинамические условия в соседних каналах не отличаются в связи с тем, что сохраняется их геометрия и условия ввода жидкости в канал. Поэтому рассмотрим движение в одном канале. По ширине листа граничные условия постоянны, движение жидкости происходит вертикально вверх, следовательно, имеет место плоское течение в канале, образованном соседними листами. Поместим начало координат на оси симметрии канала в месте входа жидкости в канал. Направим ось  $z$  вертикально вверх, ось  $x$  – нормально к плоскости пластины, ось  $y$  – вдоль пластины. Концентрация питательных веществ меняется по ширине канала, по высоте носителя. Изменением концентрации субстрата по ширине листа можно пренебречь [2].

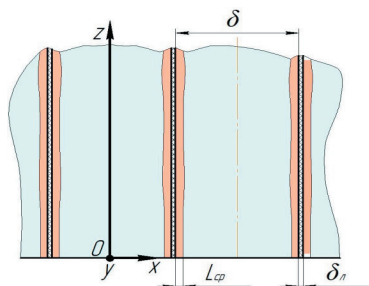


Рис. 2. Схема расположения носителей микрофлоры в биореакторе

В данном случае, имеем двумерную модель.

Примем следующие допущения:

- микроорганизмы равномерно распределены по толщине биопленки  $L_{\text{БП}}$  (плотность  $\rho_{\text{БП}} = \text{const}$ );
- биомасса в анаэробном биореакторе закреплена на неподвижных носителях постоянной площади, имеющие вид пластин;
- для установившегося процесса в биореакторе величиной адсорбции микроорганизмов из потока на поверхность биопленки можно пренебречь;
- входящий поток жидкости не содержит активной биомассы;
- количество биомассы в биопленке можно тогда описать как:

$$X_{\text{БП}} = A_{\text{БП}} \rho_{\text{БП}} L_{\text{БП}},$$

где  $X_{\text{БП}}$  - количество прикрепленной биомассы в реакторе, кг.

В анаэробных биореакторах с микрофлорой, закреплённой в виде биопленки на носителе, свои осо-

бенности имеет перенос питательных веществ к микроорганизмам и отведение продуктов метаболизма. Питательные вещества из потока жидкости, где их перенос осуществляется в основном за счет конвекции, к биопленке поступает через ламинарный пограничный слой, где преобладающим является процесс диффузии. В биопленке питательные вещества так же посредством диффузии доставляются к микроорганизмам. Аналогичным является процесс отведения продуктов метаболизма.

### 4. Массоперенос в анаэробном биореакторе с неподвижными носителями микрофлоры

Массовый баланс системы по  $i$ -му компоненту в общем виде можно записать [3, 4]:

В процессе разложения органического загрязнения сточной воды анаэробным биоценозом принимают участие различные группы веществ, состав которых зависит от состава исходного загрязнения сточной воды.

Процесс деградации органических загрязнений с образованием биогаза при анаэробном брожении является многостадийным. Различные группы исследователей выделяют от 2 до 5 стадий процесса метанового сбраживания органического вещества [5-13].

Для математического описания процессов, происходящих при анаэробном сбраживании органического субстрата используем двухстадийную модель, предложенную авторами [5, 6].

Первой стадией процесса, осуществляемой кислотогенной биомассой, является гидролиз и кислотообразование, а вторая стадия - *ацетатное* (aceticlastic) метанообразование – происходит в результате жизнедеятельности метаногенов. Продуктом первой стадий является *ацетат* (например, уксусная кислота), продуктом же второй стадии является метан и диоксид углерода. Для упрощения математического описания примем, что веществом, подающимся анаэробному сбраживанию, является глюкоза ( $\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6$ ), а продуктом разложения глюкозы является уксусная кислота. Для решения задачи использован стехиометрический подход, который значительно упрощает математическое описание процесса.

Такой подход можно использовать для описания анаэробной очистки сточной воды, содержащей легкоусваиваемые органические загрязнения, как, например, сточные воды сахарных заводов, дрожжевых производств и т.п.

Используя принципы построения двухстадийной модели, ее можно легко модифицировать под иные классы исходных веществ, поддающихся метановому брожению, иные продукты каждой из рассматриваемых стадий.

При двумерном движении жидкости в канале, образованном листами носителя биопленки, имеет место 2 типа массопереноса:

- посредством конвективной диффузии в ядре потока;
- посредством молекулярной диффузии в граничном пристенном слое и биопленке.

При описании процессов массопереноса в биореакторе, необходимо учитывать пространственное распределение кислотогенной и метаногенной микро-

флоры, как и состав биопленки. Принципиально, в предложенном биореакторе *возможны 2 пути* протекания процесса, зависящих от режимов запуска биореактора, продолжительности его работы.

В первом случае биопленка в биореакторе состоит из равномерно распределенной кислотогенной и метаногенной микрофлоры, включенной в комплексную матрицу (гетерогенная кислотообразующая биопленка). Такой случай возможен при заквашивании реактора неподвижным стоком и при небольшом времени использования биореактора.

Во втором случае объем биореактора условно можно разбить на две зоны. В первой зоне биопленка представляет собой кислотогенную микрофлору, включенную в комплексную матрицу (гомогенная кислотообразующая биопленка). Во второй зоне биопленка представляет собой метаногенную микрофлору, включенную в комплексную матрицу (гомогенная метанобразующая биопленка). Такой случай возможен при заквашивании биореактора стоком, который с маленькой скоростью проходит через секции реактора, а так же при длительном использовании реактора.

Однако, в реальном биореакторе кислотогенная и метаногенная биопленки не имеют четкого разграничения, как и не бывает чисто кислотогенной или метаногенной биопленки. Для реального биореактора изменение концентрации кислотогенной и метаногенной микрофлоры может быть представлено в виде эпюры (рис. 3). Подобное распределение микрофлоры по обобщенной длине реактора  $L$  обусловлено наличием и доступом субстрата в рассматриваемом сечении биореактора.

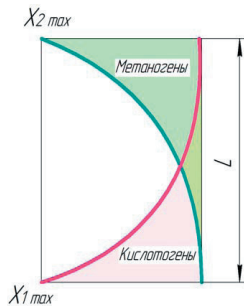


Рис. 3. Распределение кислотогенной и метаногенной микрофлоры в анаэробном биореакторе

Математически описать подобную систему сложно. Поэтому, приняв ряд допущений, данную модель можно упростить. В первой зоне биореактора возле входа жидкости, где основным субстратом является глюкоза, основную массу микроорганизмов в биопленке представляют кислотогены. Количество метаногенов мало, существенного влияния на процесс они не оказывают, и им можно пренебречь, то есть имеем гомогенную кислотогенную биопленку. Во второй зоне биореактора, где сточная вода содержит в достаточном количестве как глюкозу, так и уксусную кислоту, как кислотогены, так и метаногены оказывают существенное влияние на процесс очистки сточной воды. Поэтому биопленка является

гетерогенной. В третьей зоне биореактора, в которую субстрат поступает в основном с содержанием уксусной кислоты, из-за отсутствия субстрата кислотогенная микрофлора не развивается, то есть имеем случай гомогенной метаногенной биопленки. Характеристики переноса для постоянной будут зависеть от площади соответствующего типа биопленки, то есть от ширины каждой зоны –  $a_1, a_2, a_3$  (рис. 4).

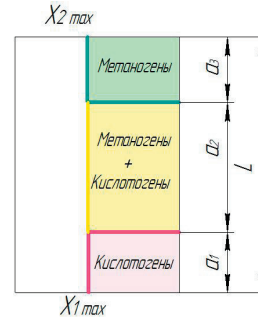


Рис. 4. Распределение кислотогенной и метаногенной микрофлоры в анаэробном биореакторе при принятых допущениях

Опишем процессы преобразования глюкозы, уксусной кислоты и биогаза в реакторе, биопленка которого условно разделена на 3 зоны. Для каждой зоны толщина биопленки одинакова и равна  $L_{БП}$ . Микроорганизмы равномерно распределены по толщине биопленки. Диффузией веществ в биопленке из одной зоны в следующую пренебрежем. Для двустадийной модели преобразования глюкозы в биогаз в анаэробном биореакторе с неподвижными носителями микрофлоры массовый баланс запишем для всех компонентов, участвующих в процессе, а именно: глюкозы, уксусной кислоты, метана как основного компонента биогаза.

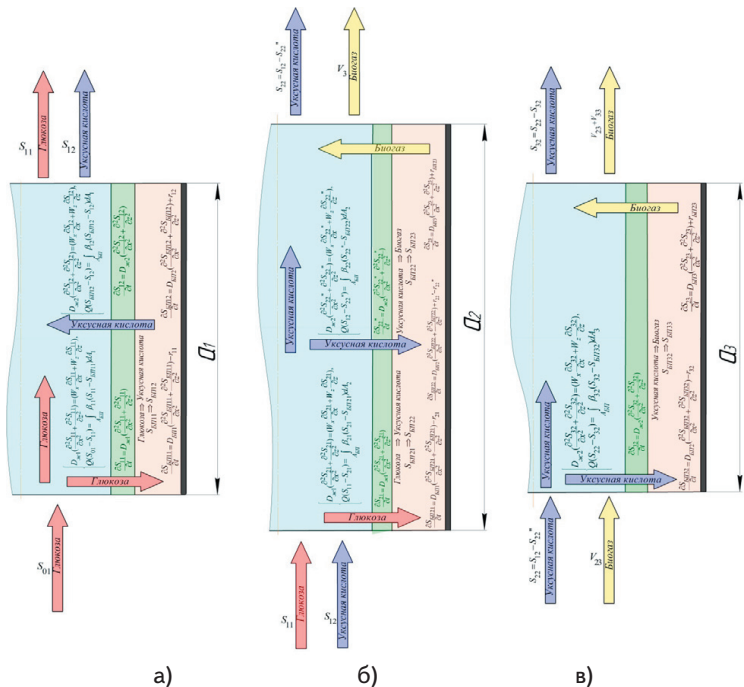


Рис. 5. а) – 1 зона биореактора; б) – 2 зона биореактора; в) – 3 зона биореактора

**1 зона (рис. 5а)**

Концентрацию глюкозы в жидкости на входе в первую зону обозначим как  $S_{01}$ , на выходе из первой зоны -  $S_{11}$ .

В рассматриваемой конструкции биореактора **глюкоза** из ядра потока вследствие конвективной диффузии переносится к граничному ламинарному слою, образуемому вдоль поверхности биопленки. В этом случае массоперенос глюкозы при постоянном коэффициенте диффузии  $D_{ж1}$ ,  $\frac{м^2}{сут}$ , определяется ее концентрацией в жидкости  $S_{11}$ ,  $\frac{кг}{м^3}$ , скоростью элементарного объема потока жидкости вдоль соответствующих координатных осей  $W_x$ ,  $W_z$ ,  $\frac{м}{с}$  [3,4]:

$$\frac{\partial S_{11}}{\partial t} = D_{ж1} \left( \frac{\partial^2 S_{11}}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 S_{11}}{\partial z^2} \right) - \left( W_x \frac{\partial S_{11}}{\partial x} + W_z \frac{\partial S_{11}}{\partial z} \right). \quad (1)$$

С другой стороны такой перенос можно описать из учета количества глюкозы, которое потребляется биопленкой  $r_{БП1}$ ,  $\frac{кг}{м^3 \cdot сут}$  [3,4]:

$$V_{ж} \frac{\partial S_{11}}{\partial t} = Q(S_{01} - S_{11}) - \int_{V_{БП1}} r_{БП1} dV, \quad (2)$$

где  $V_{ж}$  - объем жидкости,  $м^3$ ;

$V_{БП1} = A_{БП1} L_{БП}$  - объем биопленки,  $м^3$ .

Учитывая, что практически вся биомасса сосредоточена в биопленке, и, соответственно, преобразование глюкозы происходит только в биопленке, для постоянного расхода жидкости уравнение (2) примет вид [3,4.]:

$$V_6 \frac{\partial S_{11}}{\partial t} = Q(S_{01} - S_{11}) - \int_{A_{БП1}} j_{БП11} dA. \quad (3)$$

Поток глюкозы через поверхность биопленки  $j_{БП11}$ ,  $\frac{кг}{м^2 \cdot сут}$  определяется концентрацией глюкозы в потоке жидкости  $S_{11}$ ,  $\frac{кг}{м^3}$ , в биопленке  $S_{БП11}$ ,  $\frac{кг}{м^3}$ , коэффициентом массопередачи глюкозы из потока жидкости в биопленку  $\beta_{11}$ ,  $\frac{м}{сут}$ , и описывается уравнением массопередачи [3,4]:

$$j_{БП11} = \beta_{11}(S_{11} - S_{БП11}), \quad \frac{кг}{м^2 \cdot сут} \quad (4)$$

Для стационарного процесса  $\frac{\partial S_{11}}{\partial t} = 0$ . Тогда имеем:

$$D_{ж1} \left( \frac{\partial^2 S_{11}}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 S_{11}}{\partial z^2} \right) = \left( W_x \frac{\partial S_{11}}{\partial x} + W_z \frac{\partial S_{11}}{\partial z} \right), \quad (5)$$

$$Q(S_{01} - S_{11}) = \int_{A_{БП1}} \beta_{11}(S_{ж11} - S_{БП11}) dA. \quad (6)$$

Непосредственно к биопленке глюкоза переносится через ламинарный пограничный слой жидкости в соответствии с уравнением молекулярной диффузии:

$$\frac{\partial S_{11}}{\partial t} = D_{ж1} \left( \frac{\partial^2 S_{11}}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 S_{11}}{\partial z^2} \right) = 0. \quad (7)$$

В биопленке перенос глюкозы осуществляется посредством молекулярной диффузии, однако вследствие микробиологической реакции концентрация глюкозы уменьшается, что учитывается слагаемым  $r_{11}$ :

$$\frac{\partial S_{БП11}}{\partial t} = D_{БП1} \left( \frac{\partial^2 S_{БП11}}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 S_{БП11}}{\partial z^2} \right) - r_{11} = 0. \quad (8)$$

Таким образом, для описания процессов массопереноса глюкозы в биореакторе справедливо известно [3, 4] уравнение (8), в котором  $r_{11}$  определяет уменьшение концентрации глюкозы вследствие ее преобразования активной микрофлорой биопленки. Эта величина существенно зависит от количества глюкозы в биопленке  $S_{БП1}$ , количества кислотогенной биомассы в биопленке  $X_1$  и условий ее развития.

Начальная концентрация уксусной кислоты в стоке  $S_{02} = 0$ , концентрация уксусной кислоты в жидкости на выходе из первой зоны  $S_{12}$ . Уксусная кислота образуется из глюкозы в биопленке, диффундирует к граничному слою, через который переносится в поток жидкости.

Концентрация уксусной кислоты в биопленке тогда изменяется как:

$$\frac{\partial S_{БП12}}{\partial t} = D_{БП2} \left( \frac{\partial^2 S_{БП12}}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 S_{БП12}}{\partial z^2} \right) + r_{12}, \quad (9)$$

где  $D_{БП2}$  - коэффициент диффузии уксусной кислоты в биопленке.

Для граничного ламинарного слоя:

$$\frac{\partial S_{12}}{\partial t} = D_{ж2} \left( \frac{\partial^2 S_{12}}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 S_{12}}{\partial z^2} \right), \quad (10)$$

где  $D_{ж2}$  - коэффициент диффузии уксусной кислоты в жидкости.

Для потока жидкости

$$D_{ж2} \left( \frac{\partial^2 S_{12}}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 S_{12}}{\partial z^2} \right) = \left( W_x \frac{\partial S_{12}}{\partial x} + W_z \frac{\partial S_{12}}{\partial z} \right), \quad (11)$$

$$Q(S_{БП12} - S_{12}) = \int_{A_{БП1}} \beta_{12}(S_{БП12} - S_{12}) dA. \quad (12)$$

В первой зоне, где работает кислотогенная биопленка, происходят процессы усвоения глюкозы, однако не происходит образования биогаза (метана).

**2 зона (рис. 5б)**

Поток жидкости, поступающей во вторую зону, содержит загрязнения в виде глюкозы с концентрацией  $S_{11}$ , и уксусной кислоты с концентрацией  $S_{12}$ . Процессы переноса глюкозы во второй зоне аналогичны процессам в первой зоне, то есть описываются зависимостями (1)-(8).

Концентрация глюкозы изменяется от начального значения  $S_{11}$  на входе в зону до  $S_{21} = 0$  на выходе из зоны.

Уксусная кислота во второй зоне образуется вследствие преобразования глюкозы кислотогенными микроорганизмами. В то же время уксусная кислота,



образованная в первой зоне, из потока жидкости переносится в биопленку, где преобразуется в биогаз метаногенными микроорганизмами, в соответствии с уравнениями:

Для потока жидкости:

$$D_{ж2} \left( \frac{\partial^2 S_{22}''}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 S_{22}''}{\partial z^2} \right) = \left( W_x \frac{\partial S_{22}''}{\partial x} + W_z \frac{\partial S_{22}''}{\partial z} \right) \quad (13)$$

$$Q(S_{12} - S_{22}'') = \int_{A_{БП2}} \beta_{22}'' (S_{22}'' - S_{БП22}) dA \quad (14)$$

Для граничного ламинарного слоя:

$$\frac{\partial S_{22}''}{\partial t} = D_{ж2} \left( \frac{\partial^2 S_{22}''}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 S_{22}''}{\partial z^2} \right), \quad (15)$$

Для биопленки:

$$\frac{\partial S_{БП22}}{\partial t} = D_{БП2} \left( \frac{\partial^2 S_{БП22}}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 S_{БП22}}{\partial z^2} \right) + r_{22}' - r_{22}'' \quad (16)$$

В уравнении (16) слагаемое  $r_{22}'$  учитывает количество уксусной кислоты, которое образуется в следствие разложения глюкозы, а слагаемое  $r_{22}''$  - количество уксусной кислоты, преобразованное метаногенными микроорганизмами в биогаз.

В уравнении (16) концентрация уксусной кислоты в биопленке второй зоны  $S_{БП22}$  представляет сумму концентраций уксусной кислоты, которая образовалась в биопленке вследствие разложения глюкозы  $S_{БП22}'$  и концентрации уксусной кислоты, перенесенной из в биопленку потока жидкости  $S_{БП22}''$ :

$$S_{БП22} = S_{БП22}' + S_{БП22}'' \quad (17)$$

Биогаз, образованный в результате разложения уксусной кислоты метаногенной микрофлорой, диффундируют через биопленку к поверхности раздела фаз биопленка-жидкость. Данный процесс при постоянном коэффициенте диффузии биогаза в биопленке  $D_{БП3}$ ,  $\frac{M^2}{\text{сут}}$ , определяется его концентрацией в биопленке  $S_{БП3}$ ,  $\frac{кг}{M^3}$ , и описывается уравнением молекулярной диффузии:

$$\frac{\partial S_{23}}{\partial t} = D_{БП3} \left( \frac{\partial^2 S_{23}}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 S_{23}}{\partial z^2} \right) + r_{БП23} \quad (18)$$

Компоненты биогаза плохо растворимы в субстрате, поэтому на поверхности биопленки образуются пу-

зыри биогаза, которые при достижении определенного размера (отрывного радиуса пузыря  $R_0$ ), отрываются и всплывают. Наличие пузырей биогаза на поверхности биопленки обуславливает уменьшение поверхности контакта между жидкостью и биопленкой, и, следовательно, замедления массообменных процессов в целом в биореакторе.

Количество биогаза, которое выделяется в процессе анаэробной очистки сточной воды, напрямую зависит от скорости образования биогаза из уксусной кислоты метаногенными микроорганизмами  $r_{БП23}$ . Скорость образования биогаза  $r_{БП23}$  определяется количеством метаногенной микрофлоры в реакторе, условиями ее развития, а так же количеством уксусной кислоты, подлежащей разложению.

### 3 зона (рис. 5в)

В третьей зоне количество переработанной глюкозы пренебрежительно мало. Перенос уксусной кислоты в потоке жидкости и граничном пристенном слое описывается аналогично зависимостями (13)-(15). В биопленке перенос глюкозы опишем как:

$$\frac{\partial S_{БП32}}{\partial t} = D_{БП2} \left( \frac{\partial^2 S_{БП32}}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 S_{БП32}}{\partial z^2} \right) - r_{32} \quad (19)$$

Уксусная кислота на входе в третью зону имеет концентрацию  $S_{22} = S_{12} - S_{22}''$ . Концентрация уксусной кислоты на выходе из третьей зоны  $S_{32}$  составляет остаточное загрязнение стока. Для обеспечения требуемой степени очистки  $\eta$  (в долях от единицы), необходимо выполнения условия  $S_{32} \leq \eta S_{01}$ . Биогаз подводится к поверхности раздела фаз биопленка-жидкость в соответствии с (18).

## 5. Выводы

Таким образом, при рассмотрении двухстадийного процесса разложения органического загрязнения в анаэробном биореакторе с плоскостной неподвижной загрузкой, для наиболее полного описания процессов переноса целесообразно разбить пространство реактора на 3 зоны. Изменяя параметры процесса, такие как скорость подачи субстрата, и конструктивные особенности реактора, такие как количество секций аппарата, расстояние между листами-носителями микрофлоры, количество листов-носителей в одной секции, можно влиять на процессы, происходящие в каждой зоне реакторе, а, следовательно, и на процесс в целом. Для изучения путей повышения производительности с одновременным уменьшением габаритов аппарата, необходимо провести численный эксперимент на полученной модели.

## Литература

1. Ружинская, Л.И. Полимерные носители микрофлоры в анаэробных биофильтрах / Материалы VI международной научно-технической web-конференции «Композиционные материалы» (20.04.2012-20.05.2012) // Л.И. Ружинская, А.А. Фоменкова – Киев, 2012. – С.
2. Ружинська, Л.І. Модель процесу анаеробного очищення стічної води в біореакторі з листовими нерухомими носіями іммобілізованої мікрофлори / Л.І. Ружинська, І.Г. Баранова // Наукові вісті НТУУ «КПІ» – 2009. – №2. – С.84-87.

3. Касаткин, А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии / А.Г. Касаткин – М.: Химия, 1971. – 784 с.
4. Mathematical Modeling of Biofilms/ IWA Task Group on Biofilm Modelling, Hermann Eberl/IWA Publishing, 2006 – 179с.
5. Moletta, R.. Dynamic modeling of anaerobic digestion / R. Moletta, D. Verrier, G. Albagnac // Water Research, Vol. 20. - №4. – Great Britain: Pergamon Press Ltd, 1986. – pp. 427-434.
6. Kiely, G. Physical and mathematical modelling of anaerobic digestion of organic wastes/ G. Kiely , G. Tayfur , C. Dolan, K. Tanjif// Water Research. Great Britain: Pergamon Press Ltd – 1997. – Vol. 31. - №3. – pp. 534-540.
7. Мисак, Й.С. Огляд технології анаеробного перероблення органічних відходів/ Й. С. Мисак, Я. М. Гнатишин, Т.Б. Шумський // Проблеми економіки енергії: Зб. матер. IV Міжнар. наук.-практ. конф., Львів, 8-12 жовтня 2003р. – 2003. – с. 188-189.
8. Семенов, И. В. Проектирование биогазовых установок / И. В. Семенов. – Сумы. ПФ «МакДен», ИПП «Мрия-1» ЛТД, 1996. – 347с.
9. Alcaraz Gonzalez, Victor. Estimation et commande robuste non-lineaires des procedes biologiques de depollution des eaux usees : application a la digestion anaerobie: дис. док. техн. наук/ Victor Alcaraz Gonzalez. – Universite de Perpignan, 2001. – 270 с.
10. Калюжный, С.В. Высокоинтенсивные анаэробные технологии очистки промышленных сточных вод / С.В. Калюжный // Катализ в промышленности. – 2004. – № 6. – С. 42-50.
11. Siegrist, Hansreedi. Mathematical model for meso- and thermophilic anaerobic sewage sludge digestion / Hansruedi Siegrist , Dea Vogt , Jaimel Garcia-Heras , Willig Ujer// Environ. Sci. Technol. – 2002. – Vol.36. – p. 1113-1123.
12. Dochain, Denis. Dynamical Modelling and Estimation in Wastewater Treatment Processes/ Denis Dochain, Peter Vanrollegheem. – IWA Publishing, 2001 – 342p.
13. Anaerobic Digestion Model No.1 (ADM1) / Task Group for Mathematical Modelling of Anaerobic Digestion Processes - IWA Publishing, 2002 – 80p.

□ □

*Розроблено метод ідентифікації спеціалізованих комп'ютерних мереж для об'єктів нафтогазового комплексу, який дозволить здійснити вибір оптимальної спеціалізованої комп'ютерної мережі для конкретної технологічної ділянки, що забезпечить підвищення ефективності роботи підприємства*

*Ключові слова: спеціалізована комп'ютерна мережа, метод, класифікація, алгоритм, нафтогазовий комплекс*

□ □

*Разработан метод идентификации специализированных компьютерных сетей для объектов нефтегазового комплекса, который позволит осуществить выбор оптимальной специализированной компьютерной сети для конкретного технологического участка, что обеспечит повышение эффективности работы предприятия*

*Ключевые слова: специализированная компьютерная сеть, метод, классификация, алгоритм, нефтегазовый комплекс*

□ □

УДК 004.7

# МЕТОД ІДЕНТИФІКАЦІЇ СПЕЦІАЛІЗОВАНИХ КОМП'ЮТЕРНИХ МЕРЕЖ ДЛЯ ОБ'ЄКТІВ НАФТОГАЗОВОГО КОМПЛЕКСУ

**С. М. Бабчук**

Кандидат технічних наук, доцент  
Кафедра комп'ютерних систем і мереж  
Івано-Франківський національний технічний  
університет нафти і газу  
вул. Карпатська, 15, м. Івано-Франківськ, Україна,  
76019  
E-mail: plumbumm@meta.ua

## 1. Вступ

Багато років системи автоматизації будувались на основі аналогових пристроїв. В умовах бурхливо зростаючого виробництва мікропроцесорних пристроїв альтернативним рішенням стали спеціалізовані комп'ютерні мережі (fieldbus), що складаються з багатьох вузлів, обмін між якими здійснюється цифровим способом.

В даний час підприємствами світу використовується більше сотні різних типів спеціалізованих

комп'ютерних мереж, протоколів і інтерфейсів, застосовуваних у системах автоматизації, серед яких Modbus, PROFIBUS, Interbus, CAN, Foundation Fieldbus, Industrial Ethernet і ін. [1-7].

Наявність на ринку різноманітних наборів програмно-апаратних рішень дозволяє вирішити технологічні проблеми практично будь-якого підприємства.

Тому для підприємств практично повністю втратили зміст власні розробки в цій області. Спроба заощадити засоби за рахунок внутрішніх ресурсів у