

и др.; под общ. ред. С. Г. Антоновой. – М.: Издательство МГУП, 2002. – 468 с.

3. Квин, О. Д. Допечатная подготовка. Руководство дизайнера [Текст] / О. Д. Квин, пер. с англ. – М. : Издательский дом “Вильямс”, 2002. – 592 с.

4. Кулишова Н. Е. Методические указания для магистерской аттестации [Электронный ресурс] / Н. Е. Кулишова. – Локальная сеть кафедры МСТ, ХНУРЭ.

5. Репринт. Салон-мастерская подарочной книги [Электронный ресурс] / Режим доступа: <http://oldsalon.ru/uslugi/reprint.php> – 15.10.2014 – Загл. с экрана.

6. Маргулис, Д. Классическое руководство по цветокоррекции [Текст] / Д. Маргулис; пер. с англ. – М. : ООО “РТВ – Медиа”, 2001. – 400 с.

7. Сканирование книг на дореформенной русском [Электронный ресурс] / Режим доступа: <http://rtr24.ru/sekrety/skanirovanie-knig-na-doreformennom-russkom> – 15.10.2014 – Загл. с экрана.

8. Филиппович, А. Ю. Автоматизированная технология переиздания лексикографических источников XVIII-XIX вв.: на материале Словаря Академии Российской 1789–1794 гг. [Электронный ресурс] / А. Ю. Филиппович. – Режим доступа: <http://www.dissercat.com/content/avtomatizirovannaya-tekhnologiya-pereizdaniya-leksikograficheskikh-istochnikov-xviii-nach-xi> – 26.10.2014 – Загл. с экрана.

9. Филиппович, А. Ю. Исследование эффективности автоматизации корректурных процессов с помощью словаря spellera при подготовке переиздания Словаря Академии Российской 1789–1794 гг. [Электронный ресурс] / А. Ю. Филиппович. – Режим доступа: http://it-claim.ru/Anna/public/Public_Statya/AutoCorrect/AutoCorrect.pdf – 26.10.2014 – Загл. с экрана.

10. Установка Office [Электронный ресурс] / О макросах. – Режим доступа: <http://office.microsoft.com/ru-ru/word-help/HP005189421.aspx>

ru/word-help/HP005189421.aspx – 15.10.2014 – Загл. с экрана.

References

1. Computational linguistics and spelling. Available at: http://it-claim.ru/Library/Books/ITS/wwwbook/ist6/med_mat/med_mat.htm (Last access: 15.10.2014).

2. Antonova, V., Vasilyev, V. I., Zharkov, I. A. (2002). Preparation of editorial publications. Moscow: Publisher MGUP, 468.

3. Quinn, O. D. (2002). Prepress. Designer's Guide. Publishing House "Williams", 592.

4. Kulishova, N. E. Methodological instructions for master's certification. Local chair of MST KHNURE.

5. Reprint. Showroom-workshop of gift books. Available at: <http://oldsalon.ru/uslugi/reprint.php> (Last access: 15.10.2014).

6. Margulis, D. (2001). The classic guide to color correction. Moscow: ООО "РТВ – Медиа", 400.

7. Scanning books in the pre-reform Russia. Available at: <http://rtr24.ru/sekrety/skanirovanie-knig-na-doreformennom-russkom> (Last access: 15.10.2014).

8. Computer-aided reprint technology of lexicographical sources of XVIII - early XIX centuries. Available at: <http://www.dissercat.com/content/avtomatizirovannaya-tekhnologiya-pereizdaniya-leksikograficheskikh-istochnikov-xviii-nach-xi> (Last access: 15.10.2014).

9. Philippovich, A. Y. Research the effectiveness of automation of the proof-processes using vocabulary speller in the preparation reprint of the Dictionary of the Russian Academy of 1789–1794. Available at: http://it-claim.ru/Anna/public/Public_Statya/AutoCorrect/AutoCorrect.pdf (Last access: 26.10.2014).

10. MS Office installation. About macros. Available at: <http://office.microsoft.com/ru-ru/word-help/HP005189421.aspx> (Last access: 15.10.2014).

*Рекомендовано до публікації д-р техн. наук Гребенник І. В.
Дата надходження рукопису 27.10.2014*

Тришина Ирина Владимировна, студентка, кафедра медиасистем и технологий, Харьковский национальный университет радиоэлектроники, пр. Ленина, 16, г. Харьков, 61166

E-mail: trishina.irina.v@gmail.com

Бизюк Андрей Валериевич, кандидат технических наук, доцент, кафедра медиасистем и технологий, Харьковский национальный университет радиоэлектроники, пр. Ленина, 16, г. Харьков, 61166

E-mail: abizuk@mail.ru

УДК 628.355

DOI: 10.15587/2313-8416.2014.28768

МОДЕЛИРОВАНИЕ ПРОЦЕССОВ ПЕРЕНОСА В АНАЭРОБНОМ БИОРЕАКТОРЕ С ИММОБИЛИЗИРОВАННОЙ МИКРОФЛОРОЙ

© Л. И. Ружинская, А. А. Фоменкова

Предложена методика численного решения математической модели массопереноса в анаэробном биореакторе с иммобилизированной на плоских вертикальных носителях микрофлорой с учетом двустадийности процессов очистки сточной воды от загрязнений органическими веществами. Для численного решения модели использован метод сеток. Приведены результаты расчета с помощью пакета MATLAB.

Ключевые слова: биореактор, математическая модель, биопленка, иммобилизованная микрофлора, очистка сточных вод, биомасса.

A method for the numerical solution of mass transport mathematical model in the anaerobic bioreactor with immobilized microflora on flat vertical carrier units with the two-step waste water treatment from contamination with organic substances is proposed. The grid method is used for the numerical solution of the model. The results of calculation using of MATLAB are presented.

Keywords: bioreactor, mathematical model, biofilm, immobilized microflora, wastewater treatment, biomass.

1. Введение

Биологическая очистка сточных вод от загрязнений органического происхождения является наиболее эффективным и экологически оправданным способом очистки. Дополнительным аргументом для использования этого способа очистки является получение биогаза, который может использоваться в качестве энергоносителя. На сегодняшний день разработано большое количество конструкций биореакторов для очистки сточных вод как в бытовых, так и в промышленных условиях. Наиболее перспективными на наш взгляд конструкции, в которых микроорганизмы в виде биопленки закреплены на носителях.

2. Постановка проблемы

Характерные для предприятий пищевых, биотехнологических, фармацевтических производств загрязнения сточных вод органическими веществами определяют возможность эффективного применения анаэробных биологических методов очистки, отличающиеся высокой рентабельностью за счет выработки биогаза, сопровождающей процесс очистки. Однако в настоящее время методы проектирования и инженерных расчетов основных параметров работы анаэробных биореакторов для очистки сточных вод разработаны недостаточно. Сложность формального описания физических, химических и биологических процессов, происходящих в установившемся режиме работы анаэробного биореактора, обуславливает целесообразность применения методов имитационного компьютерного моделирования для решения инженерных задач проектирования биогазовых установок.

3. Литературный обзор

Для исследования выбран анаэробный биореактор с закрепленной на плоскостных листовых носителях микрофлорой [1, 2].

Процесс деструкции органического вещества анаэробным биоценозом является многостадийным процессом. Различные авторы выделяют от 2 до 5 стадий процесса анаэробного брожения. Для случая очистки сточной воды, содержащей легко усваиваемые загрязнения (как сток дрожжевого или сахарного производства) можно использовать двухстадийную модель [4]. Загрязнение сточной воды, представленное в виде эквивалентной концентрации глюкозы ($\text{кг}_{\text{ХПК}}/\text{м}^3$), разлагается кислотогенной микрофлорой до ацетатов, представленных в виде эквивалентной концентрации уксусной кислоты ($\text{кг}_{\text{ХПК}}/\text{м}^3$). Ацетаты разлагаются метаногенной микрофлорой до метана и углекислого газа, представляющих основные компоненты биогаза.

Цель данной работы – исследование процессов массопереноса в анаэробном биореакторе с иммобилизированной микрофлорой.

4. Изложение основного материала

В [1] сформулирована и обоснована математическая модель процесса массопереноса в анаэробном биореакторе с микрофлорой, иммобилизированной на носителях (насадках) в виде вертикальных листов. Сточная вода поступает в каналы между листами-носителями. В процессе движения жидкости происходит очистка воды микроорганизмами биопленки.

При построении двухстадийной модели очистки сточной воды в анаэробном биореакторе рассмотрим следующие процессы:

1. Массоперенос глюкозы из ядра потока в биопленку.
2. Преобразование глюкозы активной кислотогенной биомассой биопленки в уксусную кислоту.
3. Преобразование уксусной кислоты активной метаногенной биомассой биопленки в биогаз.

Распределение активной биомассы в биореакторе

При описании изложенных выше процессов необходимо задать концентрацию микроорганизмов в биопленке, осуществляющих биохимические превращения в биореакторе.

Согласно [5], концентрация биомассы в биопленке может составлять $14-75 \text{ кг}_{\text{ХПК}}/\text{м}^3$. Примем, что суммарная концентрация кислотогенной и метаногенной популяции постоянно по всему объему биореактора и равна $X(z) = X_1(z) + X_2(z) = \text{const}$, где z – координата сечения биореактора, $X_1(z)$ – концентрация кислотогенной биомассы по высоте биореактора, $X_2(z)$ – концентрация метаногенной биомассы по высоте биореактора. В нижних сечениях биореактора основное загрязнение сточных вод представляет глюкоза, ввиду чего биопленка будет представлена преимущественно кислотогенной биомассой. С уменьшением концентрации глюкозы и увеличением концентрации уксусной кислоты в биопленке будут соответственно уменьшаться концентрация кислотогенной и увеличиваться концентрация метаногенной биомассы. Примем, что концентрации кислотогенной и метаногенной биомассы меняются линейно, причем в нижнем сечении биореактора биопленка состоит только из кислотогенной биомассы, а в конце биореактора – из метаногенной:

$$X_1(z=0) = X; X_1(z=H) = 0;$$

$$X_2(z=0) = 0; X_2(z=H) = X.$$

Следовательно,

$$X_1(z) = -\frac{X}{H}z + X;$$

$$X_2(z) = \frac{X}{H}z. \quad (1)$$

Здесь H – высота биореактора.

Распределение глюкозы по высоте биореактора и ширине канала между носителями

Для определения распределения концентрации глюкозы $S_1(x, z)$ используем уравнение конвективной диффузии для двумерной модели:

$$\frac{dS_1}{d\tau} = D_{\text{жс1}} \left(\frac{\partial^2 S_1}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 S_1}{\partial z^2} \right) - (W_x \frac{\partial S_1}{\partial x} + W_z \frac{\partial S_1}{\partial z}) \quad (2)$$

В (2) W_x, W_z – скорость потока жидкости по соответствующим координатным осям; $D_{\text{жс1}}$ – коэффициент молекулярной диффузии глюкозы в стоке, $D_{\text{жс1}} = 1,9 \cdot 10^{-7} \text{ м}^2/\text{с}$. Для установившегося процесса в биореакторе концентрация вещества в каждой точке биореактора не меняется во времени и, соответственно: $\frac{dS_1}{d\tau} = 0$

Для низких значений расхода жидкости в канале, ее поток можно считать ламинарным, тогда $W_z \gg W_x$. Следовательно, в горизонтальном направлении перенос вещества осуществляется в основном за счет молекулярной диффузии, в то время как по высоте биореактора существенно преобладает конвективный массоперенос. Таким образом, можно предположить, что $D_{\text{жс1}} \frac{d^2 S_1}{dz^2} = 0, W_x \frac{dS_1}{dx} = 0$.

Сделанные допущения позволяют записать уравнение (2) в виде:

$$D_{\text{жс1}} \frac{\partial^2 S_1}{\partial x^2} - W_z \frac{\partial S_1}{\partial z} = 0 \quad (3)$$

Исходя из уравнения Навье-Стокса для ламинарного течения жидкости в щелевидном канале, образованном двумя пластинами [5]:

$$\frac{d^2 W_z}{dx^2} = \frac{1}{\mu} \frac{dP}{dz} - g = A = \text{const}, A < 0$$

$$W_z|_{x=L, z} = 0 \quad \frac{dW_z}{dx}|_{x=0, z} = 0,$$

где $L = \frac{\delta}{2} - L_F$, δ – ширина канала между носителями биомассы, L_F – толщина биопленки.

Для случая ламинарного движения жидкости с постоянным расходом в щелевидном вертикальном канале по вертикальной оси $\frac{\partial W_z}{\partial z} = 0$, тогда:

$$W_z = Ax^2 - AL^2(4) \quad \color{red}{111111}$$

Средняя скорость жидкости в канале является входной величиной, она постоянна и равна $W = \frac{Q}{F}$, где Q – расход жидкости в канале, F – площадь поперечного сечения канала.

С другой стороны, $W = \frac{1}{L} \int_0^L Wz dx = \frac{1}{L} \int_0^L A(x^2 - L^2) dx = -\frac{2}{3} AL^2$, от куда

$$A = -\frac{3W}{2L^2},$$

$$W_z = -\frac{3W}{2L^2} x^2 + \frac{3}{2} W. \quad (5)$$

С учетом (5) уравнение (3) преобразуем в вид

$$\frac{\partial^2 S_1(x, z)}{\partial x^2} - \frac{3W}{2D_{\text{жс1}}} \cdot (1 - \frac{x^2}{L^2}) \cdot \frac{\partial S_1(x, z)}{\partial z} = 0. \quad (6)$$

Примем обозначения:

$$k = -\frac{3W}{2D_{\text{жс1}} L^2}; \quad b = -\frac{1}{L^2}.$$

От куда:

$$\frac{\partial^2 S_1(x, z)}{\partial x^2} - k \cdot (x^2 - b) \cdot \frac{\partial S_1(x, z)}{\partial z} = 0. \quad (7)$$

В середине канала по оси x концентрация глюкозы имеет экстремум (максимум), то есть

$$\frac{\partial S_1}{\partial x} \Big|_{x=0, z} = 0.$$

На границе раздела фаз биопленка-жидкость концентрация глюкозы в жидкости и биопленке равны: $S_1|_{x=L, z} = S_{\text{БП1}}|_{x=L, z} = S_{\text{сп1}}$.

В биопленке перенос глюкозы осуществляется посредством молекулярной диффузии с учетом его преобразования активной биомассой, что описывается уравнением вида

$$D_{\text{БП1}} \left(\frac{\partial^2 S_{\text{БП1}}}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 S_{\text{БП1}}}{\partial z^2} \right) + r_1 = 0. \quad (8)$$

Функция r_1 описывает уменьшение количества глюкозы в биопленке в связи с жизнедеятельностью кислотогенной микрофлоры.

$$r_1 = -\left(\frac{\mu_1 X_1}{Y_{X1}} + K_{\text{SX1}} X_1 + K_{\text{mX1}} X_1 \frac{S_{\text{БП1}}}{K_{\text{S1}} + S_{\text{БП1}}} \right), \quad (9)$$

В уравнении (9) $\mu_1, K_{\text{SX1}}, K_{\text{mX1}}, K_{\text{S1}}$ являются кинетическими параметрами микробиологической реакции и определяются особенностями микробной популяции.

Перепишем (8) с учетом (1).

$$r_1 = \left(\frac{\mu_1}{Y_{X1}} + K_{\text{SX1}} \right) X \left(1 - \frac{z}{H} \right) + K_{\text{mX1}} X \left(1 - \frac{z}{H} \right) \frac{S_{\text{БП1}}}{K_{\text{S1}} + S_{\text{БП1}}}. \quad (10)$$

На границе раздела фаз биопленка-носитель концентрация вещества в биопленке равна нулю $S_{БИ1}|_{x=\frac{\delta}{2}, z} = 0$.

Распределение уксусной кислоты по высоте биореактора и ширине канала между носителями

Уксусная кислота образуется из глюкозы метаногенной микрофлорой биопленки. Изменение концентрации уксусной кислоты описывается уравнением

$$D_{БИ2} \left(\frac{\partial^2 S_{БИ2}}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 S_{БИ2}}{\partial z^2} \right) + r_2 = 0, \quad (11)$$

Здесь функция r_2 включает в себя слагаемые, описывающие увеличение концентрации уксусной кислоты за счет разложения глюкозы кислотогенами, которые зависят от концентрации глюкозы в биопленке $S_{БИ1}$ (входит в выражение для r_2 со знаком «+»). Слагаемые, описывающие уменьшение концентрации уксусной кислоты за счет образования из нее биогаза метаногенами, определяются концентрацией уксусной кислоты в биопленке $S_{БИ2}$ (входит в выражение для r_2 со знаком «-»).

$$r_2 = Y_{S1} \cdot X_1 \cdot \left(K_{SX1} + K_{mX1} \frac{S_{БИ1}}{K_{S1} + S_{БИ1}} \right) - X_2 \cdot \left(\frac{\mu_2}{Y_{X2}} + K_{SX2} + K_{mX2} \frac{S_{БИ2}}{K_{S2} + S_{БИ2}} \right). \quad (12)$$

С учетом (1)

$$r_2 = Y_{S1} \cdot X \cdot \left(1 - \frac{z}{H} \right) \cdot \left(K_{SX1} + K_{mX1} \frac{S_{БИ1}}{K_{S1} + S_{БИ1}} \right) - X \cdot \frac{z}{H} \cdot \left(\frac{\mu_2}{Y_{X2}} + K_{SX2} + K_{mX2} \frac{S_{БИ2}}{K_{S2} + S_{БИ2}} \right) \quad (13)$$

В нижнем сечении канала концентрация уксусной кислоты равна нулю $S_{БИ2}|_{x, z=0} = 0$.

В биопленке из уксусной кислоты образуется биогаз и за счет молекулярной диффузии переносится к ее поверхности, что описывается уравнением

$$D_{БИ3} \left(\frac{\partial^2 S_{БИ3}}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 S_{БИ3}}{\partial z^2} \right) + r_3 = 0, \quad (14)$$

Здесь слагаемое r_3 описывает увеличение концентрации метана за счет преобразования уксусной кислоты метаногенами.

$$r_3 = V_{m \max} X_2 \frac{S_{БИ2}}{S_{БИ2} + K_m} \cdot \frac{K_{im}}{K_{im} + S_{БИ2}} = V_{m \max} X \cdot \frac{z}{H} \cdot \frac{S_{БИ2}}{S_{БИ2} + K_m} \cdot \frac{K_{im}}{K_{im} + S_{БИ2}}. \quad (15)$$

Компоненты биогаза плохо растворимы в жидкости, поэтому на поверхности биопленки образуются пузырьки биогаза, которые, достигнув определенного размера, отрываются и всплывают.

Описание численного решения модели процессов переноса в анаэробном биореакторе с иммобилизированной микрофлорой

Распределение глюкозы в жидкости $S_1(x, z)$ описывается дифференциальным уравнением в частных производных (7).

Для численного решения (7) методом сеток запишем значения $\frac{\partial^2 S_1(x, z)}{\partial x^2}$ и $\frac{\partial S_1(x, z)}{\partial z}$ через разделенные разности:

$$\frac{\partial^2 S_1(x, z)}{\partial x^2} = \frac{S1_{i+1}^j - 2S1_i^j + S1_{i-1}^j}{\Delta x^2}; \quad (16)$$

$$\frac{\partial S_1(x, z)}{\partial z} = \frac{S1_i^{j+1} - S1_i^j}{\Delta z},$$

В выражениях (16) $\Delta x, \Delta z$ – шаг сетки по соответствующим осям, индекс i соответствует горизонтальной, а j – вертикальной осям, $i = \overline{1..N_x}$, $j = \overline{1..N_z}$.

Для явной схемы решения запишем (7) через разделенные разности (16):

$$\frac{S1_i^{j+1} - S1_i^j}{\Delta z} = \frac{1}{k \cdot (x^2 - b)} \cdot \frac{S1_{i+1}^j - 2S1_i^j + S1_{i-1}^j}{\Delta x^2}. \quad (17)$$

В (17) значение $S1_i^{j+1}$ является искомым и определяется тремя точками предыдущего слоя (j) (рис. 1).

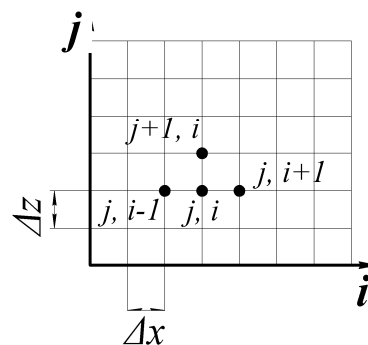


Рис. 1. Явная схема решения модели методом сеток

Для решения (17) должны быть заданы краевые условия $S1_1^j$ и $S1_{N_x}^j$ и начальные условия $S1_i^1$.

На границе раздела фаз биопленка-жидкость концентрация глюкозы в жидкости и биопленке равны:

$$S1_{|x=L, z} = S_{БИ1}|_{x=L, z} = S1^*, \quad (18)$$

В (18) $S1^*$ является равновесной концентрацией на границе раздела фаз биопленка-жидкость.

Найдем выражение для $S1^*$ при $z = 0$.

Рассмотрим объем жидкости $L \times 1 \times 1$ с объемной концентрацией растворенного вещества S^* . Масса содержащегося в ней вещества $M = S^* \cdot L \cdot 1 \cdot 1$. Соответствующий данному объему жидкости объем биопленки – $L_F \times 1 \times 1$. Пусть в биопленке концентрация так же равна S^* . Тогда масса вещества в заданном объеме биопленки $M_F = S^* \cdot L_F \cdot 1 \cdot 1$. То есть, если входящий поток жидкости объемом $L \times 1 \times 1$ содержал массу вещества $M + M_F$ и имел среднюю концентрацию вещества S_0 , то S^* является равновесной концентрацией и $S^* = \frac{S_0 L}{L + L_F}$.

Найдем выражение для начальной концентрации глюкозы. У входа жидкости в канал, при $z = 0$, концентрация вещества в жидкости не меняется, так как входящий поток идеально гомогенизирован. Однако, уже на расстоянии, пренебрежительно малом по сравнению с высотой биореактора, концентрация вещества меняется по ширине канала. Найдем аппроксимацию $S1^1_i$ полиномом 2-го порядка в виде

$$S1 = ax^2 + bx + c.$$

При $x = 0 \quad \frac{\partial S1}{\partial x} = 0, \Rightarrow b = 0;$

$x = L \quad , \quad aL^2 + c = S1^*.$

Известна средняя концентрация исходного стока S_0

$$S_0 = \frac{1}{L} \int_0^L (ax^2 + c) dx = \frac{1}{3} aL^2 + c. \quad (19)$$

Имеем систему линейных уравнений

$$\begin{cases} S_0 = \frac{1}{3} aL^2 + c; \\ S1^* = aL^2 + c. \end{cases} \quad (20)$$

Решая систему (20), имеем распределение концентрации глюкозы в нижней части биореактора по ширине канала (для половины канала)

$$S1(x) = \frac{1,5x^2}{L^2} (S1^* - S_0) + 1,5S_0 - 0,5S1^*. \quad (21)$$

В середине канала по оси x концентрация глюкозы имеет экстремум (максимум), то есть

$$\left. \frac{\partial S1}{\partial z} \right|_{x=0, z} = 0. \quad (22)$$

Следовательно, граничные условия в середине канала имеют вид $S1^j_1 = S1^j_2$.

Выразим изменение концентрации глюкозы на границе жидкость-биопленка по высоте биореактора. Глюкоза, продиффундировавшая в биопленку, разлагается кислотогенной микрофлорой до уксусной кислоты. Изменение усредненной концентрации глюкозы в биопленке описывается зависимостью (9), где $r_1 = \frac{dS_{БИ1}}{d\tau}$. Аналогично (16), запишем (9) через разделенные разности

$$\frac{S1_{БИ}^{j+1} - S1_{БИ}^j}{\Delta\tau} = - \left(\frac{\mu_1 X_1^j}{Y_{X1}} + K_{SX1} \mu_1 X_1^j + K_{mX1} X_1^j \frac{S1_{БИ}^j}{K_{S1} + S1_{БИ}^j} \right). \quad (23)$$

При линейном изменении концентрации вещества в биопленке от $S1^{*j+1}$ на границе с жидкостью до 0 возле подложки, усредненная концентрация равна половине максимальной и $S1_{Nx}^{j+1} = 2S1_{БИ}^{j+1}$. Исходя из того, что время обработки выделенного объема субстрата на каждом шаге может быть выражено через время пребывания его на очистке как $\Delta\tau = \frac{\Delta z}{W_0}$, запишем выражение для определения $S1^{*j+1}$

$$S1_{Nx}^{j+1} = 2 \cdot \left(0,5S1^{*j} - \frac{\Delta z}{W_0} \cdot \left(\frac{\mu_1 X_1^j}{Y_{X1}} + K_{SX1} \mu_1 X_1^j + K_{mX1} X_1^j \frac{0,5S1_{Nx}^j}{K_{S1} + 0,5S1_{Nx}^j} \right) \right). \quad (24)$$

Уксусная кислота образуется кислотогенной микрофлорой из глюкозы и разлагается метаногенами до биогаза согласно уравнению микробиологической реакции (12), где $r_2 = \frac{dS_{БИ2}}{d\tau}$.

Произведя замену $\Delta\tau = \frac{\Delta z}{W_0}$, аналогично (16)

имеем

$$\frac{\partial S_{БИ2}}{\partial \tau} = \frac{S2^{j+1} - S2^j}{\Delta z} W_0; \quad (25)$$

Для определения средней концентрации уксусной кислоты по высоте биореактора имеем расчетную формулу

$$S2^{j+1} = S2^j + 2 \frac{\Delta z}{W_0} Y_{S1} \left(K_{SX1} X_1^j \mu_1 + K_{mX1} X_1^j \frac{0,5S1_{Nx}^j}{K_{S1} + 0,5S1_{Nx}^j} \right) - 2 \frac{\Delta z}{W_0} \left(\frac{\mu_2 X_2^j}{Y_{X2}} + K_{SX2} X_2^j \mu_2 + K_{mX2} X_2^j \frac{0,5S2^{j+1}}{K_{S2} + 0,5S2^{j+1}} \right) \quad (26)$$

Метан, являющийся основным компонентом биогаза и составляющий более 95 % его калорийности, образуется из уксусной кислоты согласно зависимости (15).

Производим замену аналогично (16)

$$\frac{\partial S_{\text{БПЗ}}}{\partial \tau} = \frac{S3^{j+1} - S3^j}{\Delta z} W_0. \quad (27)$$

Тогда расчетная формула для определения концентрации биогаза в биопленке имеет вид

$$S3^{j+1} = V_{m \max} X_2^j \cdot \frac{S22^j}{0,5S22^j + K_m} \cdot \frac{K_{im}}{K_{im} + S22^j} \frac{\Delta z}{W_0} + S3^j. \quad (28)$$

Результаты расчета с помощью средств MATLAB приведены ниже.

Входные данные, используемые для расчета, приведены в табл. 1.

Таблица 1

Используемые при расчете параметры процесса анаэробного сбраживания

Название	Условное обозначение	Единица измерения	Значение
Средняя скорость жидкости в канале	W_0	мч ⁻¹	3,6
Ширина канала между носителями биомассы	δ	м	0.02
Средняя толщина биопленки	L_F	м	0.001
Максимальная скорость роста кислотообразующих бактерий	$\mu_{\max 1}$	ч ⁻¹	0,0625
Максимальная скорость роста метаногенных бактерий	$\mu_{\max 2}$	ч ⁻¹	0,0125
Максимальный прирост биомассы кислотообразующих бактерий, потребляющих глюкозу	Y_{x1}	г·г ⁻¹	0,82
Максимальный прирост биомассы для метаногенных бактерий, потребляющих уксусную кислоту	Y_{x2}	г·г ⁻¹	0,82
Константа насыщения производства метана (выраженная как ионизированная уксусная кислота)	K_m	гЛ ⁻¹	0,0208
Постоянная полунасыщения для кислотообразующих бактерий	K_{S1}	гЛ ⁻¹	1,5
Постоянная полунасыщения для метанообразующих бактерий	K_{S2}	гЛ ⁻¹	0,2
Константа ингибирования процесса производства метана уксусной кислотой	K_{im}	гЛ ⁻¹	0,059
Постоянная насыщения в выражении потребления глюкозы для преобразования в энергию, необходимую для поддержания жизнедеятельности кислотообразующих микроорганизмов	K_{mx1}	гг ⁻¹ ч ⁻¹	0,504
Постоянная насыщения в выражении потребления уксусной кислоты для преобразования в энергию, необходимую для поддержания жизнедеятельности метаногенных микроорганизмов	K_{mx2}	гг ⁻¹ ч ⁻¹	0,93
Постоянная насыщения в выражении роста кислотообразующих бактерий	K_{Sx1}	гг ⁻¹	0.938
Постоянная насыщения в выражении роста метаногенных бактерий	K_{Sx2}	гг ⁻¹	0,03
Максимальная скорость преобразования глюкозы в кислоту	Y_{s1}	гг ⁻¹	0,83
Максимальная скорость преобразования уксусной кислоты в метан	Y_{s2}	гг ⁻¹	0,26
Максимальная скорость производства метана 1г метаногенных бактерий в сутки	$V_{m \max}$	гг ⁻¹ ч ⁻¹	0,0208

Результаты расчета, представленные на рис. 2, 3, показывают, что наиболее интенсивное уменьшение концентрации глюкозы происходит в сечениях, расположенных на расстоянии $\approx \frac{1}{3}$ высоты канала. Во второй трети интенсивность снижается и в последней трети практически не наблюдается.

Результаты расчета, представленные на рис. 4, демонстрируют зависимость концентрации глюкозы по ширине канала, который образован плоскими носителями насадки. На рис. 5 показано изменение средней концентрации уксусной кислоты – промежуточного продукта анаэробного брожения – по высоте биореактора. На рис. 6 представлено изменение концентрации биогаза в биопленке по высоте анаэробного биореактора.

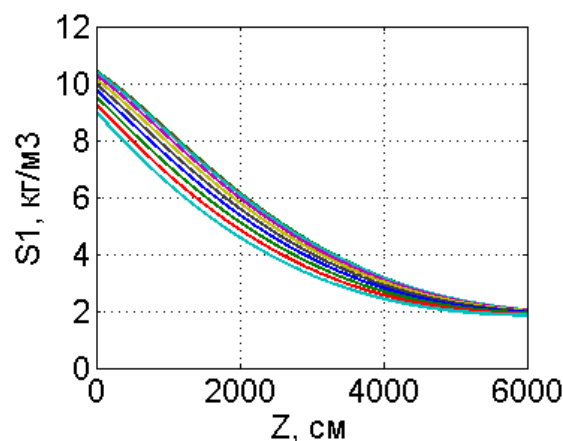


Рис. 2. Изменение концентрации глюкозы по высоте биореактора для различных сечений

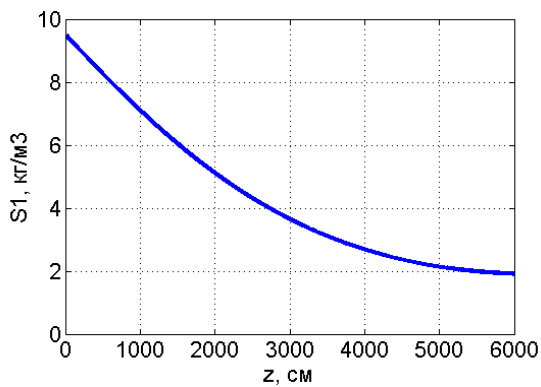


Рис. 3. Изменение средней концентрации глюкозы по высоте биореактора

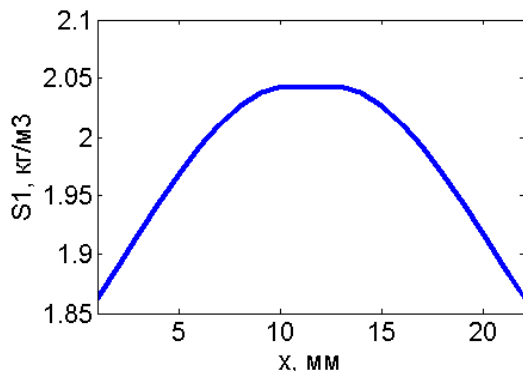


Рис. 4. Изменение концентрации глюкозы по ширине канала в верхнем сечении биореактора

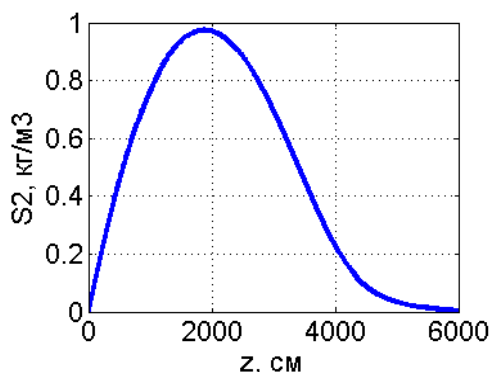


Рис. 5. Изменение средней концентрации уксусной кислоты в биопленке по высоте биореактора

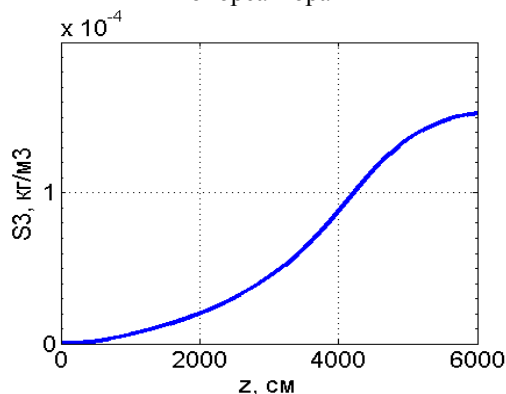


Рис. 6. Изменение концентрации биогаза в биопленке по высоте биореактора

5. Выводы

Результаты моделирования процессов переноса в анаэробном биореакторе, представленные на рисунках, достаточно полно отражают физику процессов массообмена на отдельных стадиях анаэробного брожения органического субстрата. Дальнейшее исследование разработанной имитационной модели для различных значений технологических параметров позволит выработать обоснованные рекомендации по выбору конструкции биореактора, размера каналов (ширины и высоты) в зависимости от концентраций загрязнений и, таким образом, повысить эффективность работы аппарата.

Литература

1. Ружинская, Л. И. Математическая интерпретация процессов массопереноса в анаэробном биореакторе [Текст] / Л. И. Ружинская, А. А. Фоменкова // Восточно-Европейский журнал передовых технологий. – 2013. – Т. 3, № 4 (63). – С. 43–47. – Режим доступа: <http://journals.urau.ua/eejet/article/view/14763/12564>
2. Ружинская, Л. И. Полимерные носители микрофлоры в анаэробных биофильтрах [Текст] : матер. VI межд. науч.-техн. web-конференции / Л. И. Ружинская, А. А. Фоменкова // Композиционные материалы. – Киев, 2012. – С. 64–65.
3. Ружинська, Л. І. Огляд конструкцій анаэробних біореакторів [Текст] / Л. І. Ружинська, А. О. Фоменкова, Є. В. Морозова // Комунальне господарство міст: Науково-технічний збірник, серія Технічні науки та архітектура. – 2013. – № 107 – С. 330–341.
4. Moletta, R. Dynamic modeling of anaerobic digestion [Text] / R. Moletta, D. Verrier, G. Albagnac // Water Research. – 1986 – Vol. 20, Issue 4. – P. 427–434.
5. Хенце, М. Очистка сточных вод [Текст] / М. Хенце, П. Армоэс, Й. Ля-Кур-Ясен, Э. Арван. – М.: Мир, 2009. – 480 с.
6. Касаткин, А. Г. Основные процессы и аппараты химической технологии [Текст] / А. Г. Касаткин. – М.: Химия, 1971. – 784 с.

References

1. Ruzhinskaya, L. I., Fomenkova, A. A. (2013). Mathematical interpretation of mass transfer process in anaerobic bioreactors. Eastern-European Journal of Enterprise Technologies, 3/4 (63), 43–47. Available at: <http://journals.urau.ua/eejet/article/view/14763/12564>
2. Ruzhinskaya, L. I., Fomenkova, A. A. (2012). Polymeric carriers of microflora in anaerobic biofilters. VI International Scientific and Technical web-conference "Composite materials". Kiev, 64–65.
3. Ruzhinskaya, L. I., Fomenkova, A. A., Morozova, E. V. (2013). Review of anaerobic bioreactors designs. Municipal economy of cities: Scientific and Technical Collection, series of Engineering and Architecture, Kharkiv, 107, 330–341.
4. Moletta, R., Verrier, D., Albagnac, G. (1986). Dynamic modeling of anaerobic digestion. Water Research, 20 (4), 427–434.
5. Hence, M. P., Armoes, Y. Lya-Kur-Yasen, E. A. (2009). Ochistka stochnyih vod. Moscow, Russia: Mir, 480.
6. Kasatkin, A. G. (1971). Osnovnyie protsessy i apparaty himicheskoy tehnologii. Moscow, Russia: Himiya, 784.

Рекомендовано до публікації д-р техн. наук Мельник В.М.
Дата надходження рукопису 29.08.2014

Ружинская Людмила Ивановна, кандидат технических наук, доцент, кафедра биотехники и инженерии Национальный технический университет Украины «Киевский политехнический институт», пр. Победы, 37, г. Киев, Украина, 03056

E-mail: ruzhli@ukr.net

Фоменкова Анастасия Алексеевна, аспирант, кафедра биотехники и инженерии, Национальный технический университет Украины «Киевский политехнический институт», Пр. Победы, 37, г. Киев, Украина, 03056

E-mail: hyrondelle@list.ru

УДК 656.072.2

DOI: 10.15587/2313-8416.2014.29791

ПРОГНОЗИРОВАНИЕ РАСПРЕДЕЛЕНИЯ ПАССАЖИРСКИХ КОРРЕСПОНДЕНЦИЙ ПО УЧАСТКАМ МАРШРУТНОЙ СЕТИ

© Н. А. Нефедов, Альберт Авуа Дж.

Мы представляем итерационный алгоритм расчета прогнозных значений загрузки участков маршрутной сети системы городского транспорта. Данный алгоритм предназначен для применения в автоматизированных системах проектирования систем городского пассажирского транспорта и основан на учете влияния фактического времени ожидания пассажира на остановочном пункте на вероятность выбора им маршрута из множества альтернативных. Использование данного подхода позволяет повысить точность прогноза на 5–10 %.

Ключевые слова: пассажир, маршрут следования, вероятность выбора маршрута, привлекательность, время ожидания на остановке.

We present an iterative algorithm for the calculation of predicted values of the urban transport route network sections traffic. This algorithm is designed for use in automated design systems of urban passenger transport systems and based on accounting for the influence of the actual waiting time of a passenger at a bus stop point on the probability of choice of route alternative sets. Using this approach allows to increase the accuracy of the forecast for 5–10 %.

Keywords: passenger, route, choosing route probability, attractiveness, waiting time at the bus stop.

1. Введение

Эффективность системы городского пассажирского транспорта (ГПТ) как с экономической, так и с социальной (затраты времени на поездки, время ожидания на остановках, количество пересадок, длина пешего подхода, комфортабельность поездок) точки зрения во многом определяются конфигурацией маршрутной сети (МС). Характеристики МС предопределяются решениями, принимаемыми проектировщиками на этапе разработки новой или модернизации существующей МС. В этой области существуют две основные проблемы:

1 – как можно более точного расчета матрицы пассажирских корреспонденций;

2 – выполнения как можно более точного прогноза распределения пассажирских корреспонденций по участкам МС (существующей или проектной).

Научные работы по второй проблеме указывают на необходимость использования функций привлекательности маршрутов. При этом последние научные работы указывают на стохастичность выбор пассажиром маршрута следования вследствие

подверженности его функционального состояния длительности поездки, в том числе – времени ожидания им транспортного средства на остановочном пункте. Таким образом, учет фактического времени ожидания пассажиров на остановках в определении вероятности выбора им пути следования позволит повысить точность прогноза распределения пассажирских корреспонденций по участкам МС.

2. Постановка проблемы

Вероятность выбора пассажиром маршрута с худшим значением функции привлекательности при малых значениях фактического времени ожидания им транспортного средства на остановке больше, чем значение вероятности, рассчитанного для среднего значения времени ожидания и тем более больше, чем при больших значениях времени ожидания. Для маршрутов с высоким значением функции привлекательности наблюдается обратная тенденция. Этот факт указывает на то, что пассажир дорожит своим временем и принимая решение о выборе маршрута передвижения учитывает его, что подтверждает правильность выдвинутой в исследовании рабочей гипотезы.