

УДК 662.767.2

Землянка О.О. – головний інженер проектів, НПЦ «БиогазПроект»

Губинський М.В. – д.т.н, проф., Національна металургійна академія України

ВИБІР РАЦІОНАЛЬНИХ РЕЖИМІВ РОБОТИ РЕАКТОРА БІОГАЗОВОЇ УСТАНОВКИ

Проведено чисельні дослідження режимів роботи реактора біогазової установки. Оцінено вплив періодичності перемішування, радіуса та глибини перемішування на вихід біогазу в конкретних умовах протікання процесу. Проведено вибір раціонального режиму перемішування об'єму реактора біогазової установки: періодичність перемішування 3 – 4 рази на добу, радіусу та глибини перемішування $R_n = 0,4 \div 0,5R$, $H_n = 0,6H$.

Ключові слова: біогаз, анаеробне бродіння, раціональний режим

Вступ

Однією з необхідних умов безперервного протікання процесу метаногенерації та підвищення його інтенсивності в біогазових установках є перемішування, що підтверджено експериментальним дослідженнями.

Відомо, що перемішування впливає неоднозначно на процес метаногенерації. Згідно [1] позитивний вплив полягає в руйнуванні плаваючого шару органічної речовини за рахунок флотації пухирцями газу. Згідно [2], негативний вплив постійного перемішування полягає в тому, що бактерії постійно перебувають в дезорієнтованому стані і не виробляють продуктів метаболізму. Це означає, що процес газогенерації призупиняється.

З метою визначення оптимальних параметрів (тривалості, періодичності, геометричних характеристик) перемішування та отримання раціональних режимів роботи біогазової установки проведено чисельне дослідження з використанням математичної моделі [3], з урахуванням явища флотації.

Постановка задачі

Структурно математична модель метаногенерації (анаеробного бродіння) складається з блоків, які описують гідродинаміку, теплообмін, та кінетику в реакторі біогазової установки. Система рівнянь, яка описує кінетику в циліндричному реакторі біогазової установки має вигляд:

$$\left\{ \begin{aligned} \frac{\partial W}{\partial \tau} + \frac{\partial(uW)}{\partial r} + \frac{\partial(vW)}{\partial z} + \frac{uW}{r} &= -kWf_h(S); \\ \frac{\partial S}{\partial \tau} + \frac{\partial(uS)}{\partial r} + \frac{\partial(vS)}{\partial z} + \frac{uS}{r} &= D_S \left(\frac{\partial^2 S}{\partial r^2} + \frac{\partial^2 S}{\partial z^2} + \frac{1}{r} \frac{\partial S}{\partial r} \right) + \chi kWf_h(S) - \rho_m T_f f_m(S) \frac{SB}{K_S + S}; \\ \frac{\partial B}{\partial \tau} + \frac{\partial(uB)}{\partial r} + \frac{\partial(vB)}{\partial z} + \frac{uB}{r} &= D_B \left(\frac{\partial^2 B}{\partial r^2} + \frac{\partial^2 B}{\partial z^2} + \frac{1}{r} \frac{\partial B}{\partial r} \right) + Y_i \rho_m T_f f_m(S) \frac{SB}{K_S + S} - k_d B; \\ \frac{\partial P}{\partial \tau} + \frac{\partial(uP)}{\partial r} + \frac{\partial(vP)}{\partial z} + \frac{uP}{r} &= (1 - Y_i) \rho_m T_f f(\tau) f_m(S) \frac{SB}{K_S + S}, \end{aligned} \right. \quad (1)$$

де r, z – поточні координати; u, v – радіальна та вісьова складові швидкості; W – концентрація органічної речовини; k – константа гідролізу; k_d – коефіцієнт розпаду біомаси; S – концентрація субстрату – летючих жирних кислот (ЛЖК); χ – стехіометричний коефіцієнт видобутку субстрату з органічної речовини; B – концентрація метаногенних мікроорганізмів; P – концентрація продуктів метаболізму; ρ_m – максимальна питома швидкість утилізації ЛЖК; K_S – константа швидкості, яка дорівнює концентрації субстрату, при якій швидкість росту культури дорівнює половині максимальної; $f_h(S)$ – функція інгібування стадії гідролізу субстратом; $f_m(S)$ – функція інгібування стадії метаноутворення субстратом:

$$f_h(S) = \frac{1}{1 + \left(\frac{S}{K_h} \right)^{n_h}}; \quad f_m(S) = \frac{1}{1 + \left(\frac{S}{K_m} \right)^{n_m}}. \quad (2)$$

D_S – коефіцієнт дифузії субстрату; D_B – коефіцієнт дифузії мікроорганізмів; Y_i – економічний коефіцієнт виходу біомаси з одиниці субстрату; T_f – безрозмірна температурна функція для реакцій метаноутворення [4]:

$$T_f = 1,07^{t-35}, \quad (3)$$

t – температура рідини, °C; $f(\tau)$ – емпірична функція флотаційного інгібування процесу, яка була знайдена автором раніше:

$$f(\tau) = 0,038\tau^2 - 0,353\tau + 1, \quad (4)$$

де τ – час, діб.

Для даного прикладу умови однозначності наведені в таблиці 1.

Таблиця 1

Граничні умови на стінках ферментатора, на вільній поверхні

Границя	Область значень	Граничні умови
днище реактора	$0 < r < R, z = 0$	$u, v = 0; \frac{\partial \Gamma}{\partial z} = \text{const}; \frac{\partial}{\partial z}(W, S, B, P) = 0$
вільна поверхня	$0 < r < R, z = H$	$\frac{\partial}{\partial z}(u, v) = 0; \frac{\partial \Gamma}{\partial z} = \text{const}; \frac{\partial}{\partial z}(W, S, B, P) = 0$
вісь симетрії	$0 < z < H, r = 0$	$\frac{\partial}{\partial r}(u, v) = 0; \frac{\partial \Gamma}{\partial r} = 0; \frac{\partial}{\partial r}(W, S, B, P) = 0$
внутрішня бокова стінка	$0 < z < H, r = R$	$u, v = 0; \frac{\partial \Gamma}{\partial r} = \text{const}; \frac{\partial}{\partial r}(W, S, B, P) = 0$
перемішування	$0,7H < z < 0,9H, 0 < r < 0,6R$	$v = 0,1 \text{ м/с}$

Початкові умови характеризуються розподілом концентрацій та температур по об'єму реактора:

$$W(r, z, 0) = W_0 = 104,6 \text{ г/л}; S(r, z, 0) = 0; B(r, z, 0) = B_0 = 5 \text{ г/л}; P(r, z, 0) = 0.$$

Розподіл температур по об'єму реактора, який необхідний для розв'язання системи рівнянь $T(r, z, 0)$, обчислюється в результаті розв'язання системи рівнянь теплообміну.

Значення кінетичних констант в наведеній системі рівнянь брались у відповідності до робіт [4, 5, 6] та наведені в таблиці 2. Частина констант розрахована автором у відповідності до умов об'єкту дослідження.

Таблиця 2

Значення кінетичних констант математичної моделі

Константа	Значення	Одиниця вимірювання	Константа	Значення	Одиниця вимірювання
k	0,08	1/добу	D_S	$3 \cdot 10^{-9}$	$\text{м}^2 / \text{добу}$
k_d	0	1/добу	D_B	$3 \cdot 10^{-9}$	$\text{м}^2 / \text{добу}$
ρ_m	0,504	1/добу	K_h	18	-
χ	1	-	K_m	12,5	-
K_S	0,5	-	n_h	4	-
Y	0,08	-	n_m	4	-

Систему (1) вирішено чисельно за допомогою методу контрольних об'ємів [7].

Параметри моделі підібрано для процесу бродіння з такими характеристиками: сировина – відходи свинарської ферми; вологість 88 %, середня температура в реакторі 30 °С; час перебування відходів в реа-

кторі 20 діб; реактор циліндричної форми ($H = 2$ м, $R = 1$ м) корисним об'ємом $6,28$ м³.

Методика досліджень

В загальному випадку, для організації перемішування необхідно задіяти наступні параметри:

- спосіб та геометричні характеристики перемішування;
- тривалість перемішування;
- періодичність перемішування.

Спосіб та геометричні характеристики перемішування. В даному випадку розглядався механічний спосіб перемішування за допомогою мішалки, яка забезпечує рух рідини вертикально вниз, геометричні характеристики – згідно з результатами експериментальних досліджень [8].

Радіус перемішуючого пристрою повинен відповідати мінімальному значенню, за умов забезпечення уникнення «застійних зон». В даних дослідженнях розглядались значення $R_{\Pi} = 0,3R$, $R_{\Pi} = 0,4R$, $R_{\Pi} = 0,5R$.

Глибина перемішування має верхнє граничне значення, що відповідає товщині плаваючого шару, який би міг утворитися протягом доби без перемішування $H_{\Pi} = 0,25H$, в даних умовах. Нижнє граничне значення відповідає початку зони накопичення шламу, яка розташована в нижній частині реактора на глибині $0 < z < 0,25H$.

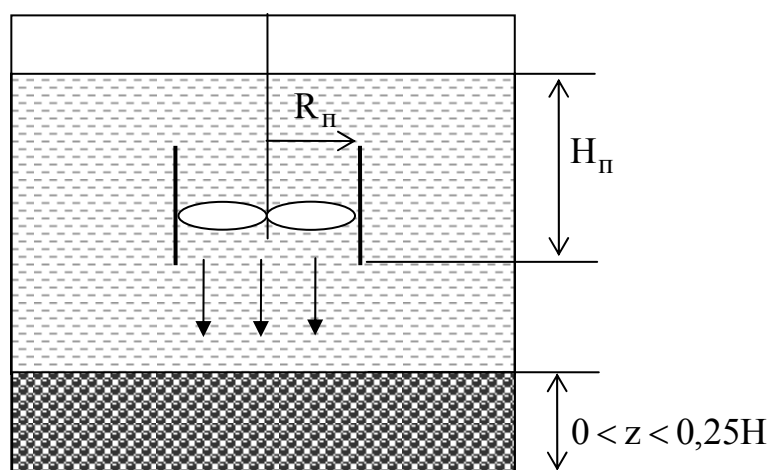


Рис. 1. Спосіб та геометричні характеристики перемішування

Тривалість перемішування. Вибір тривалості перемішування був зроблений, виходячи з умов необхідності проходження через зону перемішування такого об'єму рідини, який є еквівалентним об'єму всієї

флотованої маси в реакторі. В даних умовах (об'єм реактору, характеристики мішалки) вона була прийнята рівною 20 хвилинам.

Періодичність перемішування. Є змінна, яку треба визначити в результаті чисельних досліджень. Область припустимих значень належить інтервалу 1 – 10 разів за добу.

Послідовність досліджень встановлена наступним чином.

1. Проведено серію чисельних експериментів для визначення впливу періодичності перемішування на ефективність роботи реактора. За критерій ефективності роботи реактора був обраний середній по реактору вихід біогазу. При розрахунках приймалося ідеальне перемішування субстрату у всьому об'ємі реактора та відсутність генерації біогазу під час роботи мішалки. Для порівняння розраховано вихід біогазу для ідеального реактора, який працює без впливу флотаційних процесів при тих самих умовах протікання процесу.

2. Проведено другу серію чисельних експериментів для визначення впливу глибини та радіусу перемішування на роботу реального реактора з механічним способом перемішування, згідно рис. 1, з урахуванням інгібування процесу газогенерації флотаційними процесами. Для аналізу та виявлення застійних зон в реакторі, одержано картину руху рідини в реакторі, та розподіл питомого виходу біогазу по об'єму реактора.

Результати і обговорення

Аналіз результатів першої серії чисельних дослідів, зроблений для випадку моделі ідеального змішування (рис. 2), вказує на те, що збільшення періодичності перемішування до 3 разів на добу, в даному випадку є виправданим, а збільшення з 5 до 10 разів на добу призводить до зменшення виходу біогазу за рахунок підвищення часу роботи мішалки (тобто активного руху рідини, коли бактерії не продукують газ).

Порівнюючи значення питомого виходу біогазу з урахуванням флотації (при 3 – 4 разовому перемішуванні) та без урахування флотації (ідеальний реактор), маємо різницю в продуктивності, що дорівнює 15 %.

Максимальне значення виходу біогазу $1,53 \text{ м}^3/\text{м}^3$ за добу спостерігається при значеннях періодичності перемішування 3 – 4 разів на добу.

Аналіз результатів другої серії чисельних дослідів (рис. 3) вказує на наявність в реакторі застійних зон, які суттєво знижують продуктивність біогазової установки. Є загроза, що з часом застійні зони можуть перетворитися на «мертві» зони – там, де рух рідини взагалі зупинено, що призведе до нульової продуктивності реактора в цих зонах.

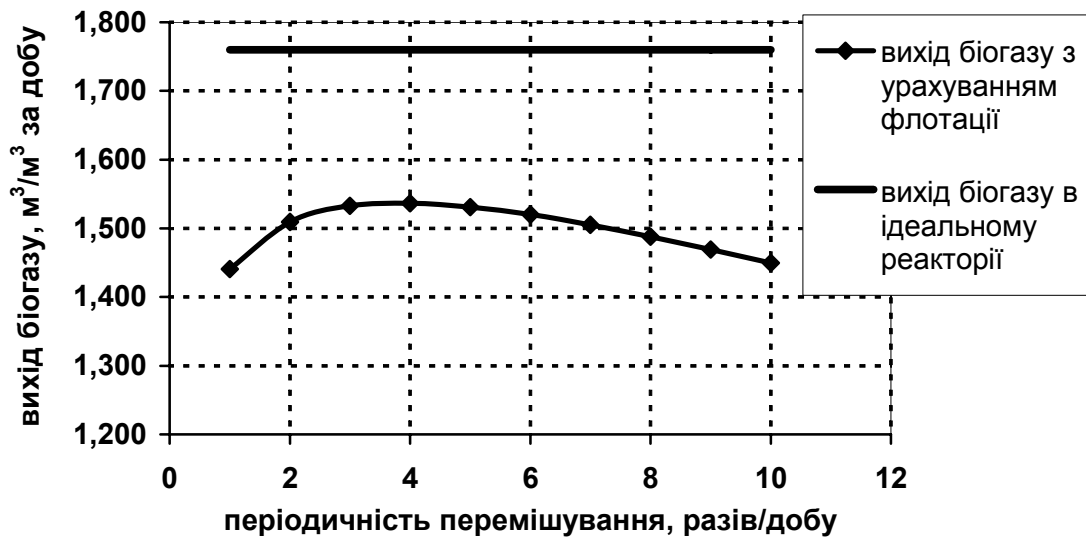


Рис. 2. Динаміка виходу біогазу при переробці відходів свинарської ферми. Вологість – 88 %, час перебування в реакторі 20 діб, температура 30 °С

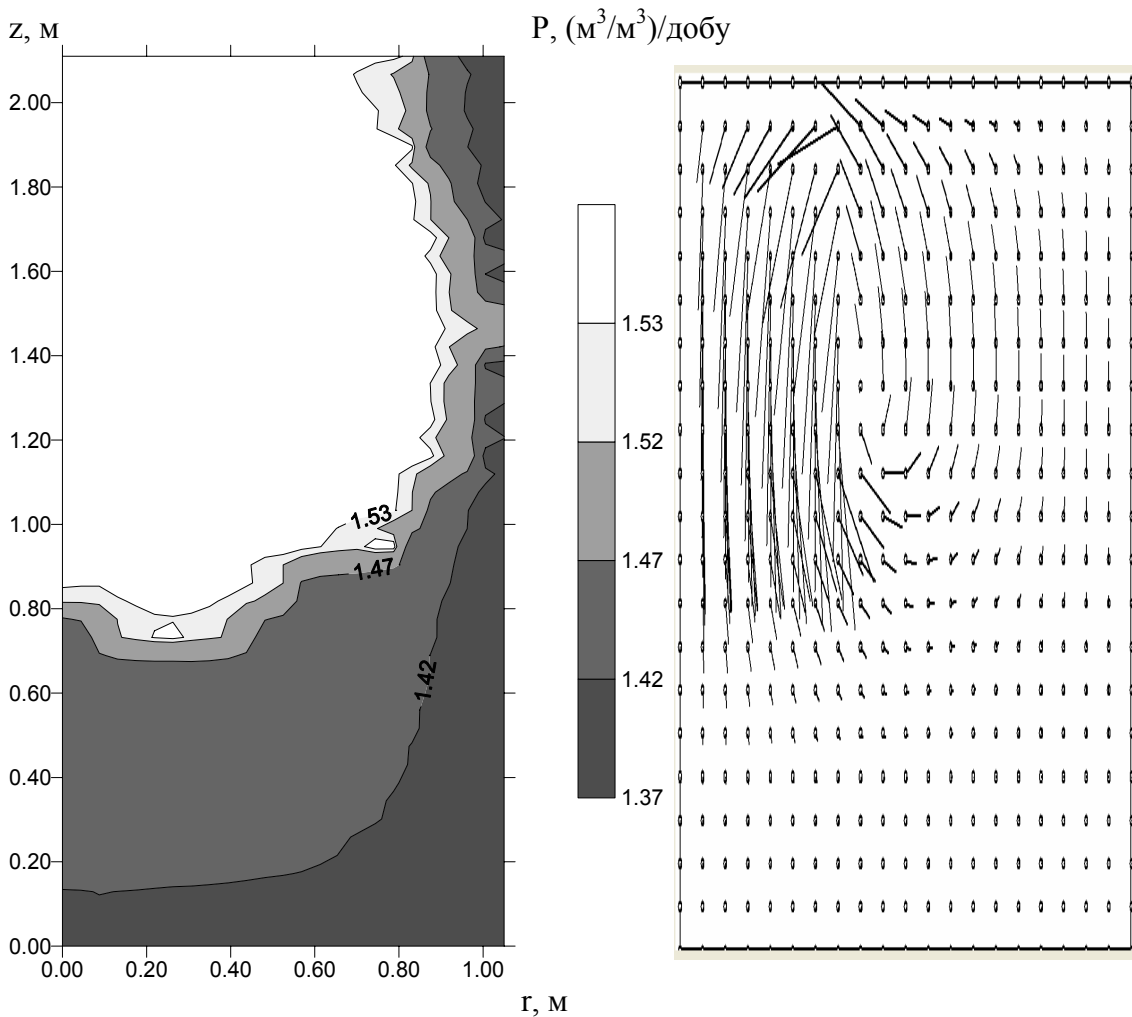


Рис. 3. Розподіл питомого виходу біогазу по об'єму реактора та картина течії в реакторі при $H_{II} = 0,4H$, $R_{II} = 0,4R$

Результати досліджень впливу радіусу та глибини перемішування на ефективність роботи реактора наведені в таблиці 3 та на рисунках 4, 5. З їх аналізу виходить, що збільшення радіусу перемішування в області $R_{\Pi} > 0,4R$ не призводить до значного збільшення виходу біогазу (див. рис. 3, $H_{\Pi} = 0,6H$). Тому за раціональне значення слід прийняти радіус перемішування $R_{\Pi} = 0,4 \div 0,5R$, а глибину перемішування $H_{\Pi} = 0,6H$.

Таблиця 3

Добовий вихід біогазу з одиниці корисного об'єму реактора в залежності від глибини H_{Π} та радіусу перемішування R_{Π}

H_{Π}	R_{Π}		
	0,3R	0,4R	0,5R
0,25H	1,251	1,306	1,360
0,4H	1,285	1,363	1,403
0,6H	1,342	1,442	1,475

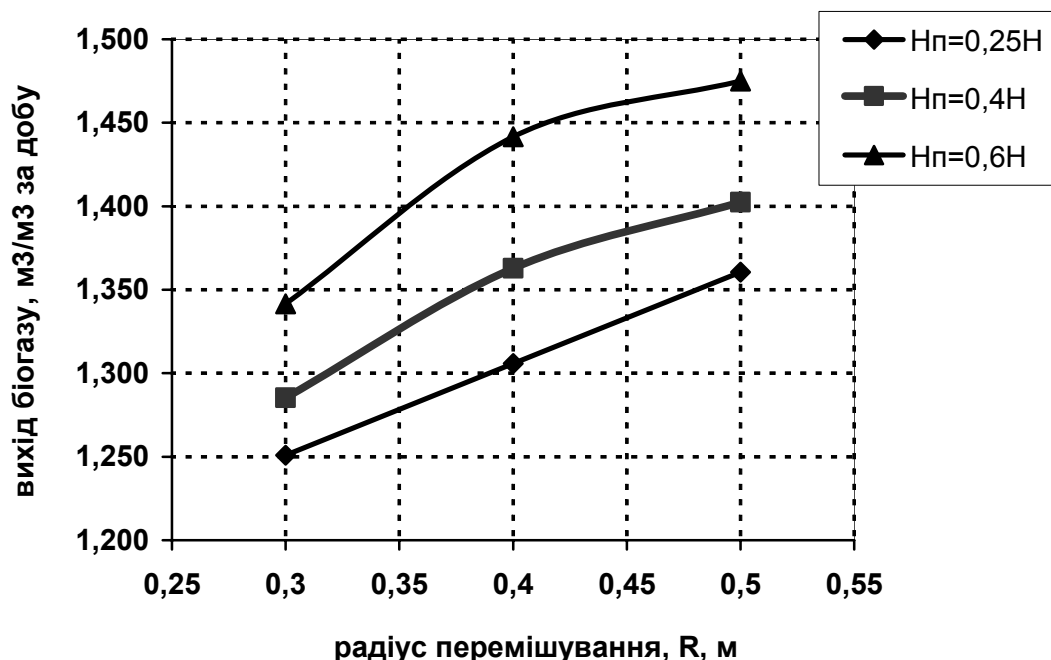


Рис. 4. Графік залежності виходу біогазу від збільшення радіусу перемішування

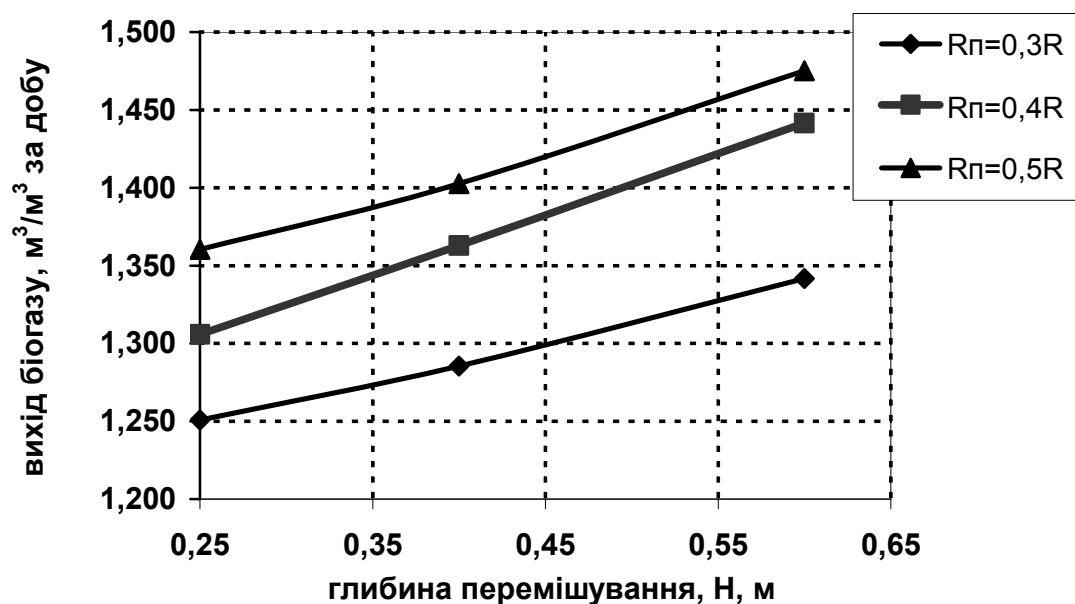


Рис. 5. Графік залежності виходу біогазу від збільшення глибини перемішування

Висновки

На основі математичного моделювання біогазової установки малої потужності з урахуванням процесу флотації, визначено вплив періодичності, глибини та радіусу перемішування на величину виходу біогазу. Збільшення виходу біогазу за рахунок оптимізації режиму перемішування складає до 15 %.

Аналіз розрахункових даних дозволив провести вибір раціонального режиму перемішування об'єму реактора біогазової установки: періодичність перемішування 3 – 4 рази на добу, радіусу та глибини перемішування $R_{\Pi} = 0,4 \div 0,5R$, $H_{\Pi} = 0,6H$. Отримані результати є справедливим для циліндричних вертикальних реакторів з співвідношенням висоти і діаметру $H/D = 1 - 1,1$ при переробці відходів свилярської ферми.

В подальшому математична модель та результати досліджень можуть бути ефективно використані при проектуванні біогазових установок з використанням анаеробного бродіння.

Список літератури

1. Баадер В. Биогаз. Теория и практика / Баадер В.; [пер. с англ. В.Д. Виленский]. – Москва : Энергоатомиздат, 1984. – 152 с.
2. Никитин Г. А. Метановое брожение в биотехнологии / Г. А. Никитин. – Київ : Вища школа, 1990. – 207 с.
3. Землянка О. О. Математичне моделювання кінетики процесу анаеробного бродіння органічних відходів в ферментаторі біогазової

установки / О. О. Землянка. – Харків : ХГПУ, 2007. – (Интегрированные технологии и энергосбережение; № 4).

4. Биогаз: проблемы и решения. – Москва : ВИНТИ. 1988. – 161 с. (Биотехнология) (ВИНТИ. Итоги науки и техники; т. 21.).

5. Калюжный С. В. Кинетические закономерности и механизм образования метана метаногенной ассоциацией / С. В. Калюжный, С. Д. Варфоломеев. – Москва : Наука, 1986. – 208 с. (Биотехнология; № 3).

6. A distributed model of solid waste anaerobic digestion: sensitivity analysis / [Vavilin V. A., Rytov S. V., Pavlostathis S. G., Jokela J., Rintala J.], 2003. (Wat. Sci. Technol. 48(4)).

7. Патанкар С. Численные методы решения задач теплообмена и динамики жидкости / Патанкар С.; [пер. с англ.]. – Москва : Энергоатомиздат, 1984. – 152 с.

8. Землянка О. О. Експериментальне дослідження роботи перемішувачів пристроїв з метою гідродинамічного вдосконалення роботи біогазової установки / О. О. Землянка, М. В. Губинський // *Металлургическая теплотехника: сб. научн. тр. НМетАУ.* – Днепропетровск : ПП Грек О.С., 2007. – С. 151–156.

9. Землянка О. О. Вплив технологічних факторів на продуктивність біогазової установки / О. О. Землянка, М. В. Губинський // *Теплотехника и энергетика в металлургии : XV международная конференция, 7-9 октября 2008 г., НМетАУ, г. Днепропетровск, Украина.* – Днепропетровск : Новая идеология, 2008. – С. 101.

10. Дубровскис В. С. Эксплуатация и совершенствование ферментационных установок / В. С. Дубровскис. – Рига, 1986. – 170 с. (Аппараты для исследования анаэробной переработки сельскохозяйственных отходов).

Рукопис надійшов 08.09.2009 р.