

***Метод сравнительной оценки тепловых потерь биореакторов на этапе аванпроекта биогазовой установки.***

**Диденко В.Н.**

*Доктор технических наук, профессор, ФГБОУ ВО Ижевский государственный технический университет имени М. Т. Калашникова, e-mail: [rsg07-9624@udm.net](mailto:rsg07-9624@udm.net)*

**Исаев А.В.**

*Магистрант второго курса, ФГБОУ ВО Ижевский государственный технический университет имени М. Т. Калашникова, e-mail: [andreyisaev2010@mail.ru](mailto:andreyisaev2010@mail.ru)*

**Узаков Н.Д.**

*Магистрант первого курса, ФГБОУ ВО Ижевский государственный технический университет имени М. Т. Калашникова, e-mail: [nikitaузakov2@gmail.com](mailto:nikitaузakov2@gmail.com)*

***Comparison of heat losses in mesophilic and thermophilic anaerobic digestion mode***

**Didenko V.N.**

*Doctor of Technical Sciences, Professor, Izhevsk State Technical University,*

**Isaev A.V.**

*Master student, Izhevsk State Technical University, e-mail: [andreyisaev2010@mail.ru](mailto:andreyisaev2010@mail.ru)*

**Uzakov N.D.**

*Master student, Izhevsk State Technical University*

**Аннотация:** В работе излагается метод количественной оценки потерь теплоты в окружающую среду у реакторов биогаза с мезофильным и термофильным режимами анаэробного сбраживания субстрата в зависимости от температуры окружающей среды, производительности реакторов по загрузке и их геометрических размеров. Исходными данными для применения метода на этапе аванпроекта являются производительность биореакторов по загрузке и среднее значение температуры окружающей

среды в процессе получения биогаза. Режим теплопередачи от субстрата в окружающую среду полагается установившимся, а значения коэффициента теплопередачи усредняются по поверхности реактора. Значения коэффициентов теплопередачи получены с использованием опытных данных о плотности теплового потока от поверхности реактора в окружающую среду, предоставленных российским производителем биогазовых установок. Разработанный метод позволяет энергетически обоснованно выбрать форму, размеры и режим анаэробного сбраживания субстрата в биореакторах биогазовых установок.

**Abstract:**

The paper presents a method for quantifying heat losses in the environment of biogas reactors with mesophilic and thermophilic modes of anaerobic digestion of the substrate depending on the ambient temperature, reactor loading capacity and their geometric dimensions. The initial data for the application of the method at the stage of the pre-project are the performance of bioreactors for loading and the average temperature of the environment in the process of biogas production. The mode of heat transfer from the substrate to the environment is assumed to be stable, and the values of the heat transfer coefficient are averaged over the surface of the reactor. The values of the heat transfer coefficients are obtained using experimental data on the heat flux density from the reactor surface to the environment provided by the Russian manufacturer of biogas plants. The developed method allows to choose energetically reasonable form, size and mode of anaerobic digestion of substrate in bioreactors of biogas plants.

**Ключевые слова:** биогаз, биореактор, мезофильный, термофильный, тепловые потери, определяющие размеры.

**Keywords:** biogas, bioreactor, mesophilic, thermophilic, heat losses, determining the size.

На этапе аванпроекта, предшествующего полномасштабной разработке установки для получения биогаза, в общем виде определяются возможные варианты конструктивного облика ее основных элементов, и, в первую

очередь, биореактора. Размеры биореактора и используемый режим сбраживания субстрата определяют величину тепловых потерь в окружающую среду и, в конечном итоге, энергетическую эффективность биореактора. Исходными данными для проектирования биогазовых установок, как правило, являются производительность биореакторов по загрузке и среднее значение температуры окружающей среды в процессе получения биогаза. Для оценки энергетической эффективности биореактора этих данных явно недостаточно, поскольку необходимы обоснованные требования по режиму сбраживания, форме биореактора и его размерам.

Таким образом, для аванпроектов биогазовых установок необходим метод сравнительной количественной оценки тепловых потерь в окружающую среду у биореакторов с различными режимами анаэробного сбраживания субстрата при различных температурах окружающей среды и геометрических размерах биореакторов.

С помощью биогазовых технологий переработки растительных отходов и некондиционных пищевых продуктов, а также отходов животноводства и птицеводства решаются две важные проблемы: энергетическая и экологическая. Экологическая проблема возникает при отказе от переработки отходов и появляющейся необходимостью их утилизации вывозом на поля, складированием или захоронением. Особенно остро стоит вопрос с загрязнением окружающей среды свиным навозом и куриным пометом. Энергетическая проблема связана с возрастающими затратами на обеспечение предприятий АГП электроэнергией от сторонних поставщиков. Применение биогазовых технологий в регионах с низкой среднегодовой температурой может потребовать затрат энергии на подогрев субстрата, иногда сравнимых с энергией от сжигания полученного биогаза. В связи с изложенным, разработка метода количественной оценки тепловых потерь реакторов биогаза для сравнения их энергетической эффективности является актуальной научно-технической задачей. В рамках решения этой задачи была разработана физико-математическая модель процесса теплообмена с

окружающей средой реакторов биогаза с термофильным и мезофильным режимами анаэробного сбраживания.

Биогаз получается в результате анаэробного сбраживания субстрата (смеси воды и отходов) специальными бактериями в биореакторе (метантенке). Биогаз состоит в основном из метана (от 60 до 70% по объему) и углекислого газа (от 30 до 40%) [1]. Состав биогаза зависит от вида сбраживаемых отходов. Режим сбраживания определяется температурой, поддерживаемой в биореакторе: +50..+55°C - при термофильном режиме , +36..+39° С - при мезофильном режиме при психрофильном режиме в биореакторе поддерживается температура +20..+25°C [2].

Помимо рабочей температуры в биореакторе, термофильный и мезофильный режимы отличаются временем сбраживания (временем оборота реактора). Время оборота реактора - это время от загрузки свежего сырья в реактор до его выгрузки из реактора после переработки. При непрерывном режиме загрузки субстрата, время оборота реактора равно времени, за которое через реактор пройдет объем загрузки, равный рабочему объему реактора. По данным работы [3] при мезофильном режиме время оборота реактора составляет от 20 до 10 суток, а при термофильном режиме – от 10 до 5 суток.

В данной работе психрофильный режим анаэробного сбраживания не рассматривался, поскольку гельминты, содержащиеся в перерабатываемом субстрате животного происхождения, не погибают при температуре +20..+25°C [4].

При оценке тепловых потерь от биореакторов в окружающую среду использовались три основные характеристики реакторов:

а) Средняя массовая производительность биореактора по субстрату:

$$G=M/\tau_{100\%}, \text{ кг/сутки (1)}$$

где: М – масса субстрата, подлежащая переработке, кг;

$\tau_{100\%}$ - требуемое время полной переработки М кг субстрата в биореакторе, в сутках.

б) Масса субстрата в биореакторе:

$$m_1 = G \cdot \tau_{сбр}, \text{ кг (2)}$$

где:  $\tau_{сбр}$  – время оборота биореактора, в сутках.

в) Рабочий объем биореактора (объем, занимаемый субстратом):

$$W_p = m_1 / \rho, \text{ м}^3 \text{ (3)}$$

Полный объем биореактора:

$$W = \varphi \cdot W_p, \text{ м}^3 \text{ (4)}$$

где  $\rho$  - плотность субстрата, кг/м<sup>3</sup>

$\varphi$  – коэффициент, учитывающий объем биореактора, не занятый субстратом ( $\varphi \cong 1,01$ ).

Индексами «Т» и «М» в формулах далее обозначены величины, относящиеся соответственно к термофильному и мезофильному режимам сбраживания. Полагается, что плотность субстрата не зависит от режима сбраживания.

Рабочий объем биореактора при термофильном режиме:

$$W_{pT} = \frac{m_{1T}}{\rho} = \frac{G \cdot \tau_{сбрT}}{\rho}, \text{ м}^3 \text{ (5)}$$

Рабочий объем биореактора при мезофильном режиме:

$$W_{pM} = \frac{m_{1M}}{\rho} = \frac{G \cdot \tau_{сбрM}}{\rho}, \text{ м}^3 \text{ (5.1)}$$

Полный объем биореактора при термофильном и мезофильном режимах соответственно:

$$W_T = \varphi \cdot W_{pT} = \varphi \frac{G \cdot \tau_{сбрT}}{\rho}, \text{ м}^3 \quad (6)$$

$$W_M = \varphi \cdot W_{pM} = \varphi \frac{G \cdot \tau_{сбрM}}{\rho}, \text{ м}^3 \quad (6.1)$$

Тепловые потоки из биореактора в окружающую среду (мощность тепловых потерь) пропорциональны площади теплообмена, зависящей от формы и размеров биореактора. Для оценки величины площади теплообмена биореактора была использована связь между объемом  $W$  и площадью поверхности  $S$  тел простейшей формы:

- для куба объемом  $W$ ,  $\text{м}^3$ :

$$S = 6 \cdot W^{\frac{2}{3}}, \text{ м}^2 \quad (7)$$

- для цилиндра с диаметром  $D$ ,  $\text{м}$  и объемом  $W$ ,  $\text{м}^3$ :

$$S = \frac{\pi \cdot D^2}{2} + 4 \cdot \frac{W}{D}, \text{ м}^2 \quad (8)$$

- для цилиндра с высотой  $H$ ,  $\text{м}$  и объемом  $W$ ,  $\text{м}^3$ :

$$S = 2 \cdot \frac{W}{H} + \sqrt{4 \cdot \pi \cdot H \cdot W}, \text{ м}^2 \quad (9)$$

Для тел других форм соотношения между объемом  $W$  и площадью поверхности  $S$  имеют более сложный вид и в данной работе не приводятся. В качестве примера рассматривались биореакторы в форме куба и цилиндра, как наиболее компактные и технологичные в производстве, по сравнению с реакторами более сложных форм.

Теплообмен биореактора с окружающей средой происходит посредством теплопередачи через многослойную стенку биореактора. При этом, в установившемся режиме теплообмена, плотность теплового потока через стенку зависит от температуры внутри биореактора, температуры окружающей среды и коэффициента теплопередачи. Биореакторы в основном монтируются на бетонных опорах, поэтому в данной работе значение коэффициента теплопередачи  $K$  принято одинаковым по всей поверхности реактора:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \sum_{i=1}^n \frac{\delta_i}{\lambda_i} + \frac{1}{\alpha_2}}, \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}) \quad (10)$$

где  $\alpha_1$  и  $\alpha_2$  – коэффициенты теплоотдачи с наружной и внутренней стороны ограждающей стенки,  $\text{Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$ ;  $\delta_i$  – толщина  $i$ -го слоя стенки, м;  $\lambda_i$  – коэффициент теплопроводности  $i$ -го слоя стенки,  $\text{Вт}/(\text{м} \cdot \text{К})$ .

По данным российского производителя биогазовых установок ООО «Гильдия М» плотность теплового потока через многослойную (с теплоизоляцией) стенку биореактора при температуре наружного воздуха - 35°C, составляет:

а) для мезофильного режима

$$q_M = 36,17 \dots 37,75 \text{ Вт}/\text{м}^2;$$

б) для термофильного режима

$$q_T = 43,33 \dots 45,83 \text{ Вт}/\text{м}^2.$$

Тогда средние значения коэффициента теплопередачи:

$$K_M = \frac{q_M}{t_M - t_{\text{ОКР}}} = \frac{36,96}{37,5 - (-35)} = 0,507 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{К}};$$

$$K_T = \frac{q_T}{t_T - t_{\text{ОКР}}} = \frac{44,58}{52,5 - (-35)} = 0,509 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{К}}.$$

Здесь  $K_T$  и  $K_M$  - коэффициенты теплопередачи через стенку биореактора при термофильном и мезофильном режимах сбраживания соответственно

Практическое совпадение  $K_M$  и  $K_T$  объясняется слабой зависимостью коэффициента теплоотдачи  $\alpha_2$  от температуры внутренней стенки биореактора.

Расчет тепловых потоков (мощности теплопотерь) через все ограждающие поверхности биореакторов кубической формы при

термофильном и мезофильном режимах сбраживания производился по следующим формулам:

$$Q_T = K_T \cdot (t_T - t_{окр}) \cdot 6 \cdot \left[ \varphi \frac{G \cdot \tau_{сбрТ}}{\rho} \right]^{2/3}, \text{ Вт (11)}$$

$$Q_M = K_M \cdot (t_M - t_{окр}) \cdot 6 \cdot \left[ \varphi \frac{G \cdot \tau_{сбрМ}}{\rho} \right]^{2/3}, \text{ Вт (11.1)}$$

Для расчета мощности теплопотерь через все ограждающие поверхности биореактора в форме цилиндра с диаметром  $D$ , м, принятым определяющим размером, были получены следующие формулы:

$$Q_T = K_T \cdot (t_T - t_{окр}) \cdot \left[ \frac{\pi \cdot D^2}{2} + \frac{4}{D} \cdot \left( \varphi \frac{G \cdot \tau_{сбрТ}}{\rho} \right) \right], \text{ Вт (12)}$$

$$Q_M = K_M \cdot (t_M - t_{окр}) \cdot \left[ \frac{\pi \cdot D^2}{2} + \frac{4}{D} \cdot \left( \varphi \frac{G \cdot \tau_{сбрМ}}{\rho} \right) \right], \text{ Вт (12.1)}$$

Для биореактора в форме цилиндра с высотой  $H$ , м, принятой определяющим размером, получено:

$$Q_T = K_T \cdot (t_T - t_{окр}) \cdot \left[ 2 \frac{1}{H} \cdot \left( \varphi \frac{G \cdot \tau_{сбрТ}}{\rho} \right) + \sqrt{4 \cdot \pi \cdot H \cdot \left( \varphi \frac{G \cdot \tau_{сбрТ}}{\rho} \right)} \right], \text{ Вт (13)}$$

$$Q_M = K_M \cdot (t_M - t_{окр}) \cdot \left[ 2 \frac{1}{H} \cdot \left( \varphi \frac{G \cdot \tau_{сбрМ}}{\rho} \right) + \sqrt{4 \cdot \pi \cdot H \cdot \left( \varphi \frac{G \cdot \tau_{сбрМ}}{\rho} \right)} \right], \text{ Вт (13.1)}$$

Уравнения (11) - (13.1) на этапе выбора проектного решения позволяют сравнить мощности теплопотерь биореакторов простейшей формы при термофильном и мезофильном режимах сбраживания.

Для биореакторов в форме куба с одинаковой производительностью  $G$  при термофильном и мезофильном режимах отношение полных объемов и площадей поверхностей теплообмена из (6), (6.1) и (7) равно:

$$W_T / W_M = \tau_{сбрТ} / \tau_{сбрМ} \text{ (14)}$$

$$\frac{S_T}{S_M} = [W_T / W_M]^{2/3} = [\tau_{сбрТ} / \tau_{сбрМ}]^{2/3} \text{ (15)}$$



Тогда:

$$Q_T/Q_M = (t_T - t_{окр})/(t_M - t_{окр})[\tau_{сбрТ}/\tau_{сбрМ}]^{2/3} \quad (16)$$

Из формулы (16) для биореакторов в форме куба следует:

а) отношение значений мощностей теплопотерь при термофильном и мезофильном режимах не зависит от величины средней массовой производительности биореактора по субстрату G;

б) для заданных  $t_T, t_M, \tau_{сбрТ}, \tau_{сбрМ}$  существует некоторое значение  $t_{окр}$ , при которой отношение мощностей теплопотерь биореакторов при термофильном и мезофильном режимах будет равно единице. Это «реверсивное» значение  $t_{окр}$ , далее обозначаемое как  $t_R$ , определяется по формуле:

$$t_R = \frac{t_T[\tau_{сбрТ}/\tau_{сбрМ}]^{2/3} - t_M}{[\tau_{сбрТ}/\tau_{сбрМ}]^{2/3} - 1} \quad (17)$$

При  $\tau_{сбрТ} = 10$  суток,  $\tau_{сбрМ} = 20$  суток,  $t_M = 36^\circ\text{C}$ ,  $t_T = 52^\circ\text{C}$ :

$$W_T = 0.5 W_M, \quad (18)$$

$$S_T = 0,62996 * S_M, \quad (19)$$

$$\frac{Q_T}{Q_M} = \frac{0,62996(t_T - t_{окр})}{(t_M - t_{окр})} = 0,62996 \frac{(52 - t_{окр})}{(36 - t_{окр})} \quad (20)$$

$$t_R = +8,7^\circ\text{C} \quad (21)$$

На рисунке 1 представлены расчетные значения отношения мощностей теплопотерь при термофильном и мезофильном режимах сбраживания в биореакторах кубической формы.

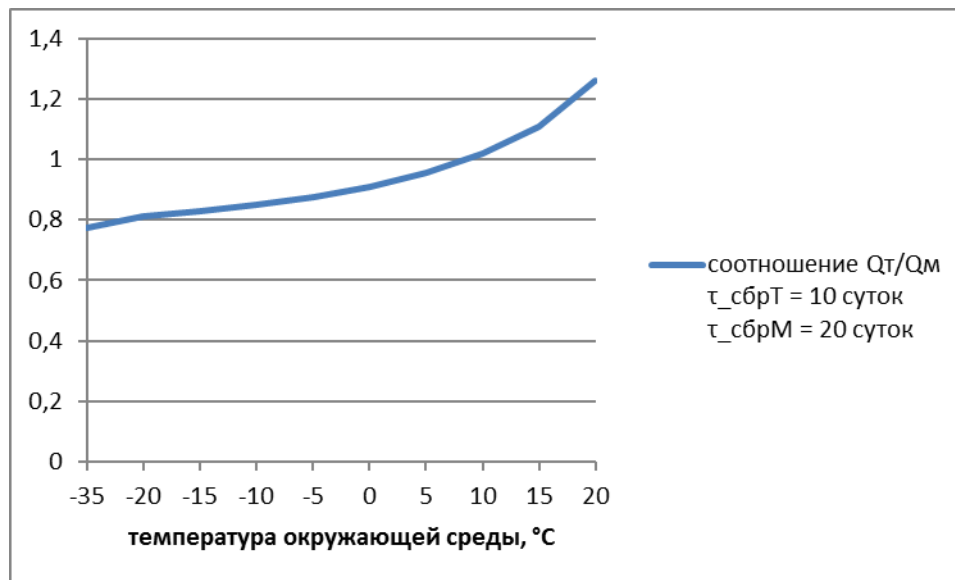


Рисунок 1. Отношение мощностей тепловых потерь биореакторов в форме куба с термофильным и мезофильным режимами сбраживания при различных температурах окружающей среды

При  $t_{окр} = t_R = +8,7^{\circ}\text{C}$  мощность тепловых потерь биореакторов любой производительности в форме куба при термофильном и мезофильном режимах одинакова. При  $t_{окр} < +8,7^{\circ}\text{C}$  более экономичны кубические биореакторы с термофильным режимом сбраживания ( $\frac{Q_T}{Q_M} < 1$ ), а при  $t_{окр} > +8,7^{\circ}\text{C}$  более экономичны биореакторы с мезофильным режимом ( $\frac{Q_T}{Q_M} > 1$ ).

При сбраживании в цилиндрическом биореакторе, где определяющим размером является его диаметр  $D$ , м :

$$\frac{Q_T}{Q_M} = \frac{(t_T - t_{окр}) \left[ \frac{\pi \cdot D^2}{2} + \frac{4}{D} \cdot \left( \varphi \cdot \frac{G \cdot \tau_{сбрТ}}{\rho} \right) \right]}{(t_M - t_{окр}) \left[ \frac{\pi \cdot D^2}{2} + \frac{4}{D} \cdot \left( \varphi \cdot \frac{G \cdot \tau_{сбрМ}}{\rho} \right) \right]} \quad (22)$$

В формулах (8), (12), (12.1), (22) диаметр реактора  $D$ , м является независимой переменной, задаваемой из каких-либо соображений (ограничения по габаритам установки, технологические возможности производителя биореакторов, наличие заготовок стенок биореактора определенных размеров, возможность транспортировки биореакторов тем или иным видом транспорта и др.).

Каждому значению  $D$ , м соответствует определенная высота биореактора  $H$ , м:

$$H_T = \frac{\varphi \frac{G \cdot \tau_{сбрТ}}{\rho}}{\left( \frac{\pi \cdot D^2}{4} \right)} \quad (23)$$

$$H_M = \frac{\varphi \frac{G \cdot \tau_{сбрМ}}{\rho}}{\left( \frac{\pi \cdot D^2}{4} \right)} \quad (24)$$

Из уравнения (22) определяется значение "реверсивного" диаметра биореактора, при котором мощности теплотерьер при обоих режимах сбразивания равны:

$$D_R = \left\{ \frac{8G[\theta_M(t_M - t_{окр}) - \theta_T(t_T - t_{окр})]}{\pi(t_T - t_M)} \right\}^{1/3} \quad (25)$$

где:

$$\theta_M = \varphi \frac{\tau_{сбрМ}}{\rho} \quad (26)$$

$$\theta_T = \varphi \frac{\tau_{сбрТ}}{\rho} \quad (27)$$

При  $t_{окр} = -10^\circ\text{C}$  и  $t_M = 36^\circ\text{C}$ ,  $t_T = 52^\circ\text{C}$ ,  $\tau_{сбрТ} = 10$  суток,  $\tau_{сбрМ} = 20$  суток,  $\rho = 1005 \text{ кг/м}^3$ ,  $\varphi = 1,01$ ,  $G = M/\tau_{100\%} = 100000/365 = 273,97 \text{ кг/сут.}$ , значение "реверсивного" диаметра реактора  $D_R = 2,36 \text{ м}$ .

Из формулы (25) следует, что значение  $D_R$  возрастает при увеличении производительности биореактора  $G$  и уменьшении  $t_{окр}$ .

На рис. 2 (а, б, в,) графически представлено расчетное отношение тепловых потерь при термофильном и мезофильном анаэробных режимах сбразивания субстрата в биореакторах цилиндрической формы с различными определяющими диаметрами.

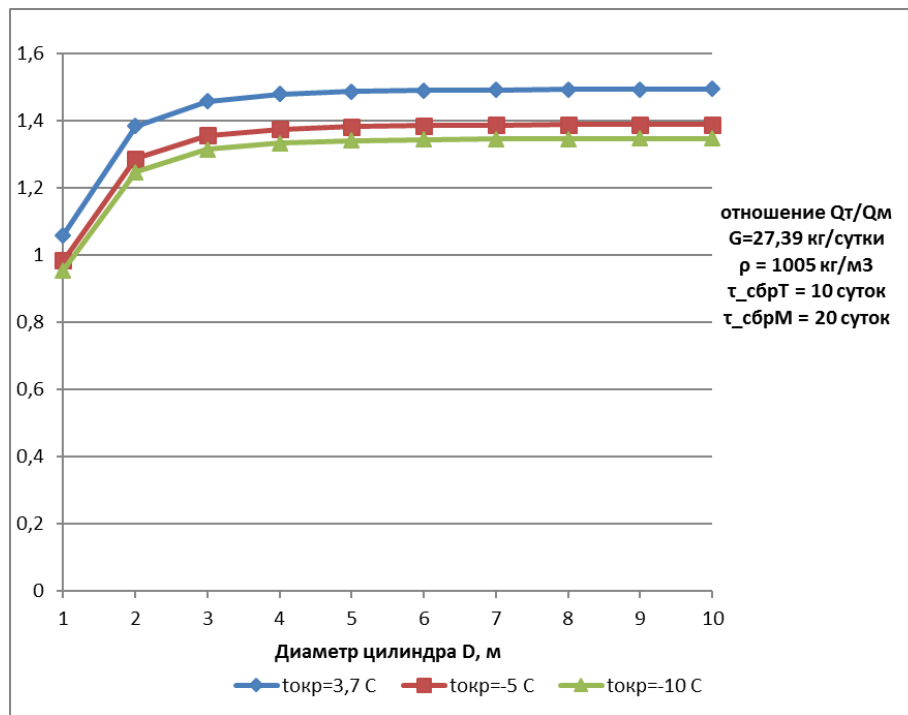


Рисунок 2(а)

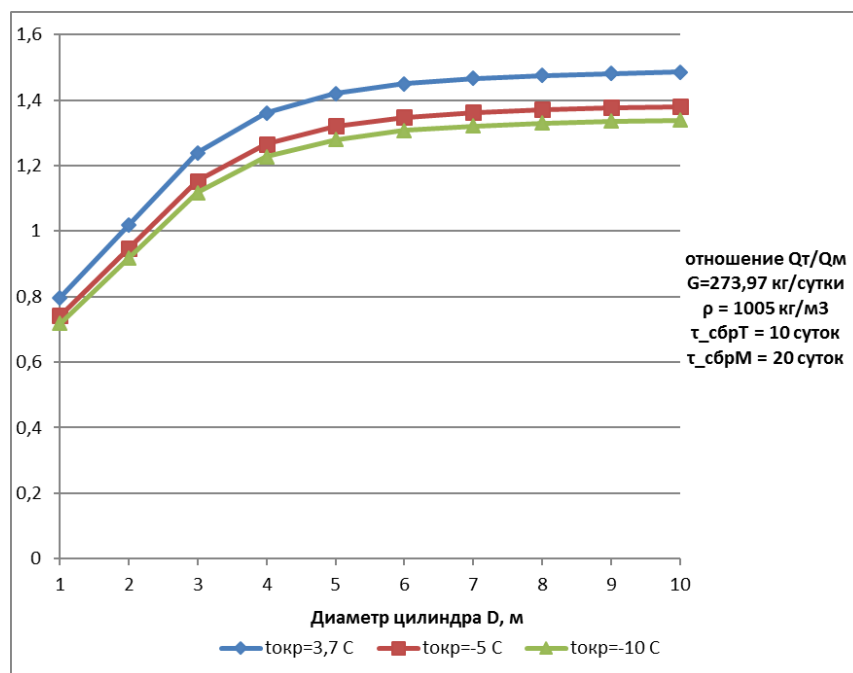


Рисунок 2(б)

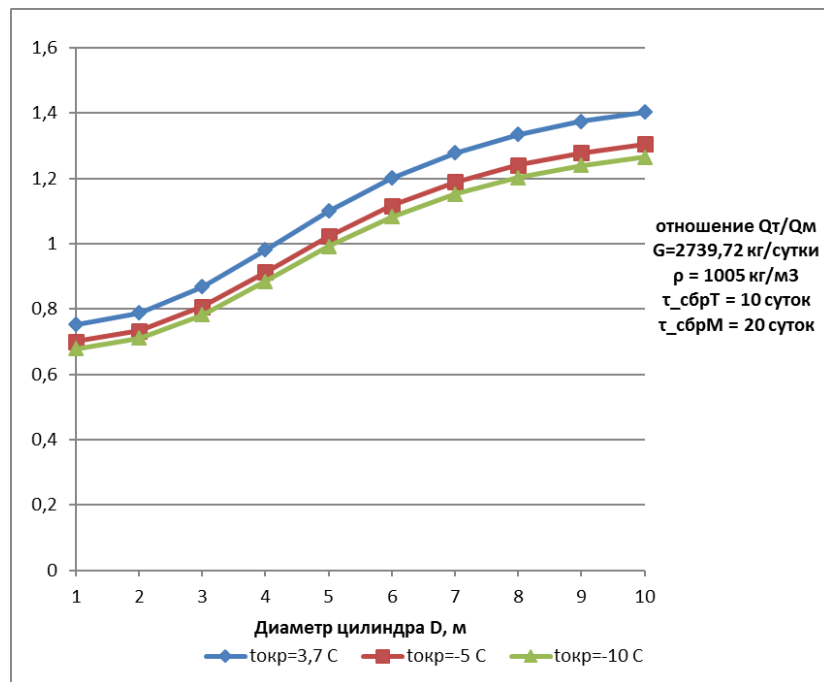


Рисунок 2(в)

Рисунок 2 (а, б, в). Отношение тепловых потерь при термофильном и мезофильном анаэробных режимах сбраживания субстрата в биореакторах цилиндрической формы с различными значениями определяющего диаметра.

Из анализа рис. 2 (а, б, в) следует, что при увеличении D отношение тепловых потерь термофильных и мезофильных биореакторов с одинаковой производительностью цилиндрической формы стремятся к некоторому предельному значению, зависящему от  $t_{окр}$ : чем выше эта температура, тем больше предельное отношение теплотерь. Величина предельного отношения теплотерь не зависит от G и при  $t_{окр} = +3,7^{\circ}\text{C}$  равна  $\sim 1,5$ , при  $t_{окр} = -5^{\circ}\text{C} \sim 1,40$ , и при  $t_{окр} = -10^{\circ}\text{C} \sim 1,38$ . Чем больше производительность биореакторов, тем с меньшей скоростью отношение тепловых потерь стремится к своему предельному значению.

При определяющем размере H, м цилиндрического биореактора:

$$\frac{Q_T}{Q_M} = \frac{(t_T - t_{окр})}{(t_M - t_{окр})} \frac{\left[ 2 \frac{1}{H} \left( \varphi \frac{G \cdot \tau_{сбрТ}}{\rho} \right) + \sqrt{4 \cdot \pi \cdot H \cdot \left( \varphi \frac{G \cdot \tau_{сбрТ}}{\rho} \right)} \right]}{\left[ 2 \frac{1}{H} \left( \varphi \frac{G \cdot \tau_{сбрМ}}{\rho} \right) + \sqrt{4 \cdot \pi \cdot H \cdot \left( \varphi \frac{G \cdot \tau_{сбрМ}}{\rho} \right)} \right]} \quad (28)$$

В формулах (9), (13), (13.1) и (28) независимой переменной является уже высота реактора  $H$ , м, которая также задается с учетом возможного ограничения габарита установки по высоте на месте ее установки, технологических возможностей изготовителя биореакторов, условий эксплуатации, наличия у изготовителя стальных и теплоизоляционных заготовок требуемых размеров, возможности транспортировки тем или иным видом транспорта и т.п.).

По заданному значению  $H$  определяется соответствующий диаметр реактора  $D$ , м :

$$D_T = \left( \frac{4\varphi \frac{G \cdot \tau_{сбрТ}}{\rho}}{\pi H} \right)^{0.5} \quad (29)$$

$$D_M = \left( \frac{4\varphi \frac{G \cdot \tau_{сбрМ}}{\rho}}{\pi H} \right)^{0.5} \quad (30)$$

Как следует из формул (22) и (28), отношение мощности теплотерь при различных режимах сбраживания в цилиндрических биореакторах с определяющими размерами  $D$  или  $H$ , зависит не только от температурных напоров  $(t_T - t_{окр})$ ,  $(t_M - t_{окр})$  и значений времени сбраживания  $\tau_{сбрТ}$ ,  $\tau_{сбрМ}$ , как у реакторов кубической формы, но и от значений определяющих размеров ( $D$  и  $H$ )  $G$  и  $\varphi$ .

Из (28) определяется "реверсивная" высота биореактора, при которой мощность теплотерь  $(\frac{Q_T}{Q_M} = 1)$  обоих режимах сбраживания становится одинаковой :

$$H_R = G^{1/3} \left\{ \frac{[\theta_M(t_M - t_{окр}) - \theta_T(t_T - t_{окр})]}{(t_T - t_{окр})\sqrt{\pi\theta_T} - (t_M - t_{окр})\sqrt{\pi\theta_M}} \right\}^{2/3} \quad (31)$$

где  $\theta_M$  и  $\theta_T$  определяются по формулам (26) и (27).

В формуле (31) не отрицательным значениям  $H_R$  соответствует положительное значение знаменателя.

При  $G = 273,97 \text{ кг/сут.}$  и  $t_M = 36^\circ\text{C}$ ,  $t_T = 52^\circ\text{C}$ ,  $\tau_{\text{сбрТ}} = 10 \text{ суток}$ ,  $\tau_{\text{сбрМ}} = 20 \text{ суток}$ ,  $\rho = 1005 \text{ кг/м}^3$ ,  $\varphi = 1,01$ , не отрицательные значения  $H_R$  возможны только при  $t_{\text{окр}} > -2,63^\circ\text{C}$ .

Например, при  $t_{\text{окр}} = +3,7^\circ\text{C}$   $H_R = 3,237 \text{ м}$ .

Из формулы (31) следует, что значение "реверсивной" высоты биореактора  $H_R$  возрастает при увеличении производительности биореактора  $G$  и уменьшении  $t_{\text{окр}}$  в области ее изменения, где выполняется неравенство:

$$(t_T - t_{\text{окр}})\sqrt{\pi\theta_T} - (t_M - t_{\text{окр}})\sqrt{\pi\theta_M} > 0 \quad (32)$$

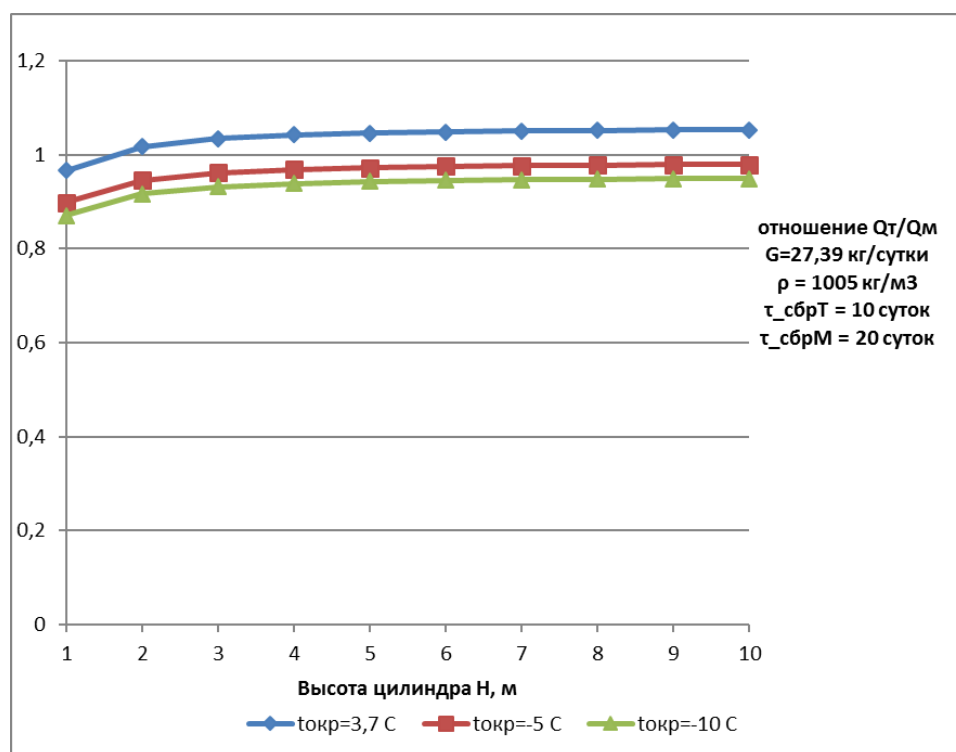


Рисунок 3(a)  $H_R = 1,502457359 \text{ м}$

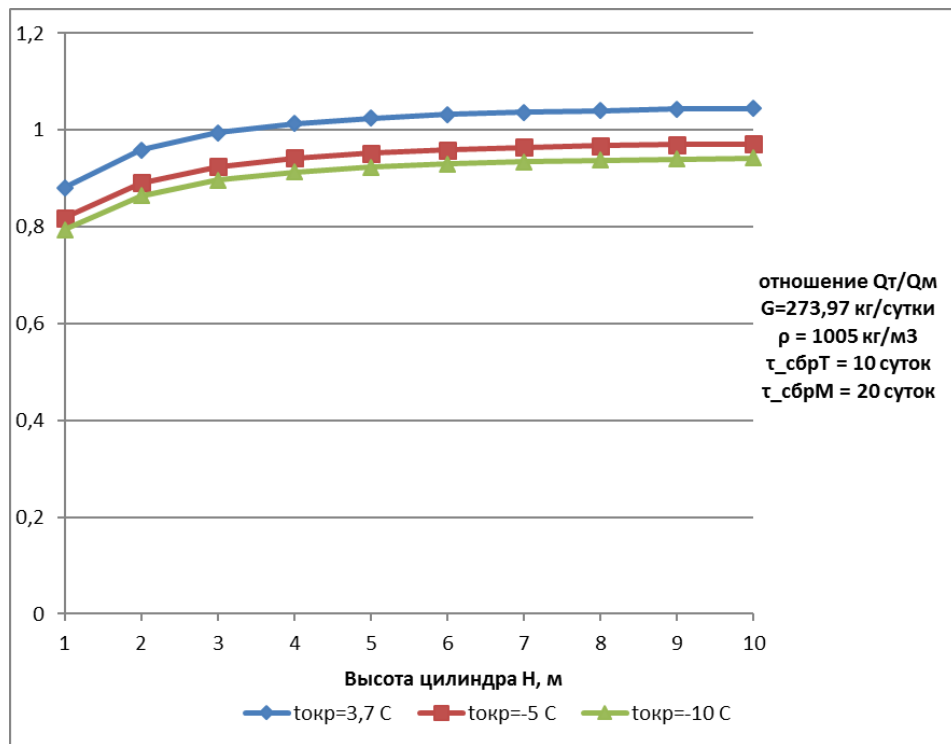


Рисунок 3(б)  $H_R = 3,236946254$  м

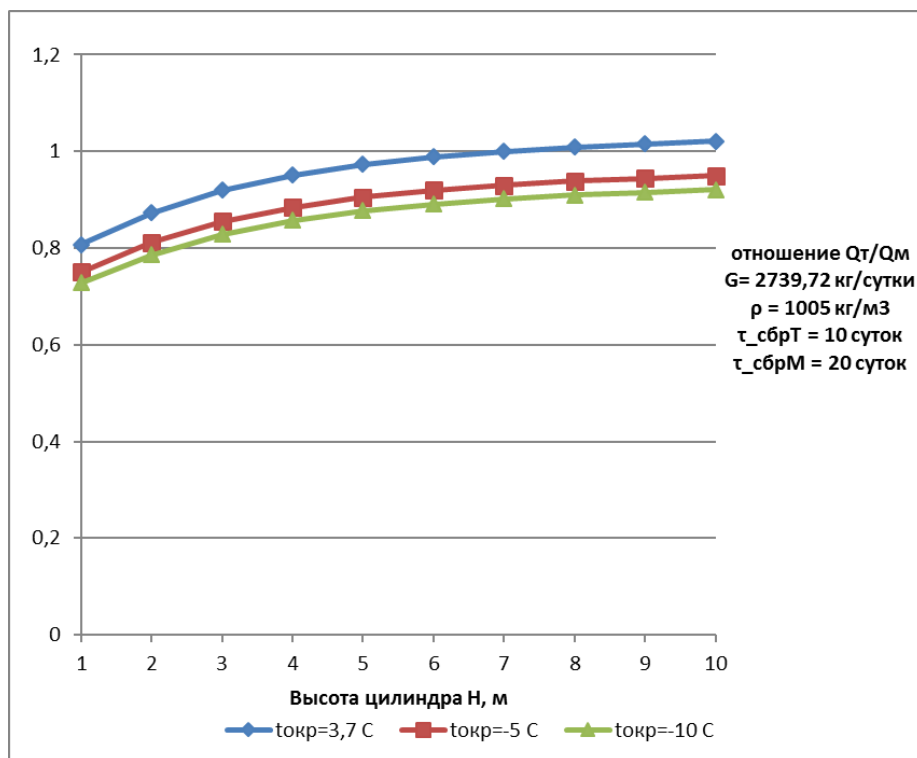


Рисунок 3(в)  $H_R = 6,973789299$  м

Рис. 3 (а, б, в). Отношение тепловых потерь при термофильном и мезофильном анаэробных режимах сбраживания субстрата в биореакторах цилиндрической формы с различными значениями определяющей высоты.



Из анализа рис. 3 (а, б, в) следует, что при увеличении  $H$  отношение теплотерь термофильных и мезофильных биореакторов с одинаковыми  $G$  цилиндрической формы стремится к некоторому предельному значению, зависящему от  $t_{\text{окр}}$ : чем выше эта температура, тем больше величина предельного отношения теплотерь. Величина предельного отношения теплотерь не зависит от  $G$  и при  $t_{\text{окр}} = +3,7^{\circ}\text{C}$  равна  $\sim 1,3$ , при  $t_{\text{окр}} = -5^{\circ}\text{C}$   $\sim 0,80$ , и при  $t_{\text{окр}} = -10^{\circ}\text{C}$   $\sim 0,70$ . Чем больше производительность биореакторов  $G$ , тем с меньшей скоростью отношения тепловых потерь стремятся к своим предельным значениям.

### **Выводы**

- Отношение тепловых потерь биореакторов с термофильным режимом сбраживания к тепловым потерям биореакторов такой же производительности, но с мезофильным режимом, уменьшается при уменьшении температуры окружающей среды.

- Для кубических биореакторов любой производительности термофильный режим сбраживания является предпочтительным по величине тепловых потерь, если средняя температура окружающей среды ниже ее «реверсивного» значения, равного  $+8,7^{\circ}\text{C}$ .

- Объем биореакторов кубической формы с термофильным режимом сбраживания при любой температуре окружающей среды в два раза ниже, чем у биореакторов такой же производительности с мезофильным режимом сбраживания.

- Для цилиндрических биореакторов отношение мощностей теплотерь при различных режимах сбраживания, зависит не только от температурных напоров, и значений времени сбраживания, как у реакторов кубической формы, но и от производительности биореакторов, степени их заполнения и значений определяющих размеров (диаметра или высоты).

- Установлены так называемые «реверсивные» значения определяющих диаметров или определяющих высот цилиндрических биореакторов, при которых предпочтительными по величине тепловых потерь становятся другие сравниваемые режимы сбраживания.

- При увеличении определяющего диаметра или определяющей высоты цилиндрических биореакторов, имеющих одинаковую производительность, отношение тепловых потерь при термофильном и мезофильном режимах сбраживания стремятся к некоторым предельным значениям, зависящим от температуры окружающей среды: чем выше эта температура, тем больше величина предельного отношения теплотерь. Чем больше производительность биореакторов, тем с меньшей скоростью отношения тепловых потерь стремятся к своим предельным значениям.

### **Список литературы**

1. Запезалов М. В., Линчук А. И. *Птицеводство – это еще и источник сырья для производства удобрений // Сельский округ. 2003. № 1. С. 43–44.*
2. Теучеж А. А. *Применение птичьего помета в качестве органического удобрения // Научный журнал КубГАУ. 2017. №128(04). С. 914-931.*
3. URL:<http://www.rosbiogas.ru/literatura/rukovodstvo-po-biogazovim-texnologiyam/vremya-sbrazhivaniya.html> (дата обращения: 23.02.2018).
4. Гурьянов Д. В., Хмыров В. Д., Патихин Р. В., Маслова М. В. *Обеззараживание куриного помета ультрафиолетовым облучением // Наука в центральной России. 2018. №3. С. 65-70.*