

УДК 631.872

UDC 631.872

05.00.00 Технические науки

Technical science

**ВОПРОСЫ АВТОМАТИЗИРОВАННОГО  
УПРАВЛЕНИЯ ПРОЦЕССОМ  
КОМПОСТИРОВАНИЯ**

**COMPARATIVE ANALYSIS OF MODELS OF  
VENTILATION OF THE SUBSTRATE WITH THE  
COMPOSTING**

Пиотровский Дмитрий Леонидович  
Д.т.н., профессор, заведующий кафедрой  
автоматизации производственных процессов

Piotrovskiy Dmitriy Leonidovich  
Dr.Sci.Tech., professor, head of the Department of  
automation of production processes

Посмитная Лариса Александровна  
Старший преподаватель кафедры автоматизации  
производственных процессов

Posmitnaja Larisa Aleksandrovna  
Senior lecturer, Department of automation of production  
processes

Дружинина Ульяна Васильевна  
Аспирант кафедры автоматизации  
производственных процессов

Druzhinina Ulyana Vasilievna  
graduate student, Department of automation of  
production processes

Дружинина Ксения Васильевна  
Аспирант кафедры автоматизации  
производственных процессов  
*ФГБОУ ВО «Кубанский государственный  
технологический университет», Краснодар, Россия*

Druzhinina Ksenija Vasilievna  
graduate student, Department of automation of  
production processes  
*Kuban State Technological University, Krasnodar,  
Russia*

В статье рассмотрены вопросы моделирования изменения температуры в процессе компостирования, изменения концентрации кислорода и температуры при подаче воздуха из окружающей среды, произведен учет влияния теплообмена компостируемой массы с окружающей средой, выбраны переменные состояния и управления биореактором, выявлена зависимость коэффициентов системы уравнений движения от переменных состояния объекта. Статья подготовлена в рамках выполнения научного проекта 16-48-230441 а(р) «Математическое моделирование процессов, протекающих в автоматизированной установке для круглогодичного производства органических удобрений в условиях Краснодарского края», финансируемого РФФИ и администрацией Краснодарского края

In the article we consider the questions of modeling of temperature changes in the composting process, the changes of oxygen concentration and temperature with the air from the environment, produced the effect of composting heat exchange mass with the environment, the selected state variables and the control bioreactor, the dependence of the coefficients of the system equations of motion from the variable state of the object. This article was prepared in the framework of the scientific project 16-48-230441 a(R) "Mathematical modeling of the processes occurring in the automated installation for year-round production of organic fertilizers in the conditions of the Krasnodar region", financed by RFBR and the administration of the Krasnodar region

Ключевые слова: КОМПОСТИРОВАНИЕ,  
СИСТЕМА ВЕНТИЛЯЦИИ, ТЕПЛООБМЕН,  
УПРАВЛЕНИЕ, БИОРЕАКТОР

Keywords: COMPOSTING, VENTILATION, HEAT  
TRANSFER, CONTROL, BIOREACTOR

**Doi: 10.21515/1990-4665-123-086**

Приведенные в работе [1] результаты исследований позволили идентифицировать параметры технологического процесса производства органических удобрений. Рассмотрим вопросы функционирования

системы управления процессом производства органических удобрений в целом.

Исходным уравнением для получения модели по каналу «подача горячей воды в терморубашку – температура субстрата в биореакторе» является уравнение теплового баланса без учета тепловых потерь:

$$(G_1 c_e (T_{1ex} - T_{1vix})) dt = (m_k c_k + m_o c_o) dT_k, \quad (1)$$

где  $G_1$  - массовый расход горячей воды через клапан в терморубашку биореактора, кг/ч;

$c_e$  - удельная теплоемкость воды, Дж/(°С·кг);

$T_{1ex}$  - температура воды, поступающей в терморубашку биореактора, °С;

$T_{1vix}$  - температура воды, покидающей терморубашку биореактора, °С;

$m_k$  - масса компоста в биореакторе, кг;

$c_k$  - удельная теплоемкость компоста, Дж/(°С·кг);

$m_o$  - масса корпуса биореактора, кг;

$c_o$  - удельная теплоемкость корпуса биореактора, Дж/(°С·кг);

$dT_k$  - приращение температуры субстрата в биореакторе за время  $dt$ , °С/ч.

Поскольку в активной фазе процесса компостирования наблюдается экзотермический процесс, выражение (1) необходимо дополнить слагаемым, описывающим микробиологическую составляющую изменения энтальпии. Согласно модели, предложенной в [2], тепловыделение при разложении органического вещества пропорционально уменьшению массы питательных компонентов субстрата:

$$\frac{dQ_{\delta uo}}{dt} = h \frac{dM_{OB}}{dt}, \quad (2)$$

где  $Q_{\delta uo}$  - количество теплоты, выделяемое в результате микробиологического метаболизма, Дж/ч;

$M_{OB}$  – масса органического вещества в составе субстрата, кг;

$h$  – коэффициент пропорциональности, Дж/кг.

Согласно математической модели процесса компостирования, предложенной в [3], кинетическое уравнение скорости реакции описывается следующим соотношением:

$$\frac{dM_{OB}}{dt} = -k_T M_{OB}, \quad (3)$$

где  $k_T$  – коэффициент скорости реакции.

При стабилизации основных параметров процесса компостирования системой управления на уровне, обеспечивающем наилучшие условия протекания процесса, ключевым фактором биологической активности становится температура [2], что выражается следующим уравнением:

$$k_T = 0.000525(1.066^{(T-20)} - 1.21^{(T-60)}). \quad (4)$$

Объединяя (1) – (4), получаем:

$$\frac{dT_k}{dt} (m_k c_k + m_o c_o) = G_1 c_e (T_{1ex} - T_{1oex}) + hf_T(T_k) M_{OB}, \quad (5)$$

где  $f_T(T_k) = 0.000525(1.066^{(T_k-20)} - 1.21^{(T_k-60)})$  – функция, описывающая зависимость активности биохимических процессов.

Принимая импульсное управление подачей воды в теплообменную рубашку биореактора получим, что расход горячей воды в общем виде определяется выражением:

$$G_1(t) = G_{1max} Y_1(t), \quad (6)$$

где  $G_1(t)$  - массовый расход горячей воды через регулирующий орган, кг/ч;

$G_{1max}$  - массовый расход горячей воды при полностью открытом регулирующем органе, кг/ч;

$Y_1(t)$  - сигнал управления исполнительным механизмом регулирующего органа, причем  $Y_1(t) \in \{0;1\}$ .

Объединяя (5) и (6), получаем окончательное выражение для математической модели объекта по каналу «подача горячей воды в терморубашку – изменение температуры компоста»:

$$\frac{dT_k}{dt} (m_k c_k + m_{\sigma} c_{\sigma}) = G_{1\max} Y_1(t) c_{\sigma} (T_{1\text{ex}} - T_{1\text{вх}}) + hf_T(T_k) M_{OB} \quad (7)$$

Аналогично получаем для подачи холодной воды:

$$(G_2 c_{\sigma} (T_{2\text{ex}} - T_{2\text{вх}})) dt = (m_k c_k + m_{\sigma} c_{\sigma}) dT_k \quad (8)$$

где  $G_2$  - массовый расход холодной воды через клапан в терморубашку биореактора, кг/ч;

$T_{2\text{ex}}$  - температура воды, поступающей в терморубашку биореактора, °С;

$T_{2\text{вх}}$  - температура воды, покидающей терморубашку биореактора, °С.

Тепловыделение в результате экзотермической реакцией, обусловленной метаболизмом микроорганизмов, не изменяется. Тогда выражение (8) для данного случая примет вид:

$$\frac{dT_k}{dt} (m_k c_k + m_{\sigma} c_{\sigma}) = G_2 c_{\sigma} (T_{2\text{ex}} - T_{2\text{вх}}) + hf_T(T_k) M_{OB} \quad (9)$$

Аналогично (6), имеем выражение для  $G_2(t)$ :

$$G_2(t) = G_{2\max} Y_2(t), \quad (10)$$

где  $G_2(t)$  - массовый расход холодной воды через регулирующий орган, кг/ч;

$G_{2\max}$  - массовый расход холодной воды при открытом регулирующем органе, кг/ч;

$Y_2(t)$  - сигнал управления исполнительным механизмом регулирующего органа.

Объединяя (9) и (10), получаем выражение для математической модели по каналу «подача холодной воды в терморубашку – изменение температуры компоста»:

$$\frac{dT_k}{dt} (m_k c_k + m_o c_o) = G_{2\max} Y_2(t) c_o (T_{2ax} - T_{2ввх}) + hf_T(T_k) M_{OB}. \quad (11)$$

При компостировании кислород потребляется из газовой среды биореактора в результате химических и биологических реакций и поступает в систему вентиляции с потоком воздуха из окружающей среды.

Обозначим полный объем газовой среды биореактора  $V_{БР}$ . Воздушный поток системы вентиляции проходит через объем газовой среды биореактора, состоящий из свободного газового пространства в компосте и системы вентиляции. Поскольку величина свободного газового пространства поддерживается на постоянном уровне в течение процесса, а конструктивные параметры системы вентиляции биореактора не изменяются, можно принять величину  $V_{БР}$  постоянной в течение всего процесса. Концентрацию кислорода в газовой среде биореактора обозначим  $K_k$ .

Скорость потребления кислорода напрямую зависит от активности биохимических процессов. Согласно [3], изменение концентрации кислорода в газовой среде биореактора можно представить в виде уравнения:

$$\frac{dK_k}{dt} = -\frac{K_o}{V_{БР}} \frac{dM_{OB}}{dt}, \quad (12)$$

где  $K_k$  - концентрация кислорода в газовой среде биореактора, об. %;

$K_o$  – коэффициент пропорциональности,  $m^3 O_2 / кг$  органических веществ;

$V_{БР}$  - объем газовой среды биореактора,  $m^3$ .

С учетом (3), (4), выражение (12) преобразуется к виду:

$$\frac{dK_k}{dt} = -\frac{K_o}{V_{БР}} f_T(T_k) M_{OB}, \quad (13)$$

Из баланса масс в газовой среде получаем выражение для изменения концентрации кислорода:

$$\frac{dK_K}{dt} = \frac{v_B K_{Kmax} Y_3(t) - K_O f_T(T_k) M_{OB}}{V_{BP}}, \quad (14)$$

где  $Y_3(t)$  - сигнал управления исполнительным механизмом заслонки;

$v_B$  - скорость потока воздуха в системе вентиляции, м<sup>3</sup>/ч;

$K_{Kmax}$  - концентрация кислорода в окружающем воздухе, об. %.

Для регулирования концентрации кислорода наиболее целесообразно управлять непосредственным введением свежего воздуха из окружающей среды. Однако температура вводимого воздуха отличается от температуры компоста, поэтому необходимо определим влияние этого управления на температуру компоста.

Предположим, что при вводе некоторого объема воздуха в систему вентиляции из окружающей среды, в биофильтр очистки воздуха через нормально закрытый клапан в крышке биореактора вытесняется равный объем газовой среды. Тогда поскольку скорость потока воздуха в системе вентиляции постоянна во время процесса, а объемная доля добавляемого воздуха в потоке системы вентиляции определяется значением параметра  $Y_3(t)$ , то скорость поступления свежего воздуха в систему вентиляции биореактора:

$$V_{доб} = V'_{доб} = v_B Y_3. \quad (15)$$

Тогда из уравнения теплового баланса без учета тепловых потерь получаем выражения для определения изменения температуры компоста  $T_k$

$$(v_B Y_3(t) \cdot c_{возд} (T_{3вх} - T_{3вых})) dt = (m_k c_k + m_o c_o) dT_k \quad (16)$$

$$\frac{dT_k}{dt} (m_k c_k + m_o c_o) = v_B Y_3(t) \cdot c_{возд} (T_{3вх} - T_{3вых}), \quad (17)$$

где  $T_{3вх} = T_{OC}$ ,  $T_{3вых} = T_k$ .

Из математического моделирования поверхностных теплообменников [4] известно, что скорость изменения энтальпий (и

температур) теплоносителя и нагреваемой среды определяется тепловым потоком  $q$  через поверхность теплопередачи из уравнения теплопередачи:

$$q = K(T_{oc} - T_k), \quad (18)$$

где  $K$  – коэффициент теплопередачи, который для плоской стенки вычисляется по формуле:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2}}, \quad (19)$$

где  $F$  – площадь теплообмена;

$\alpha_1, \alpha_2$  – коэффициенты теплоотдачи по обеим сторонам разделительной стенки теплообменника;

$\frac{\delta}{\lambda}$  – термическое сопротивление стенки.

Поскольку  $\alpha_1, \alpha_2, F, \frac{\delta}{\lambda}$  не изменяются за время процесса, можно принять значение  $K$  постоянным и обозначить его как  $K_{ти}$  в течение всего процесса как конструктивный параметр. Тогда выражение (18) для рассматриваемого случая приобретает следующий вид:

$$q = K_{ти}(T_{oc} - T_k) \quad (20)$$

В качестве переменных состояния для предлагаемой системы управления процессом компостирования принимаем:

$x_1$  – температура субстрата в биореакторе,  $T_k$ ;

$x_2$  – концентрация кислорода в газовой среде биореактора,  $K_k$ .

$x_3$  – масса разлагаемых органических веществ в субстрате,  $M_{ОВ}$ .

В качестве управляющих воздействий принимаем:

$Y_1(t)$  – сигнал управления исполнительным механизмом регулирующего органа, управляющего подачей горячей воды в терморубашку биореактора;

$Y_2(t)$  – сигнал управления исполнительным механизмом регулирующего органа, управляющего подачей холодной воды в терморубашку биореактора;

$Y_3(t)$  – сигнал управления исполнительным механизмом регулирующего органа, управляющего подачей воздуха в систему вентиляции биореактора.

Для модели изменения температуры биореактора при подаче горячей воды в рубашку теплообменника получаем:

$$\dot{x}_1 = a_1 f_T(x_1) x_3 + b_1 Y_1, \quad (21)$$

где

$$a_0 = m_k c_k + m_o c_o,$$

$$a_1 = \frac{K_o \cdot m_k}{a_0},$$

$$b_1 = \frac{G_{1\max} c_o (T_{1ex} - T_{1вых})}{a_0},$$

$$f_T(x_1) = 0.000525(1.066^{(x_1-20)} - 1.21^{(x_1-60)}).$$

Для модели изменения температуры биореактора при подаче холодной воды в терморубашку:

$$\dot{x}_1 = a_1 f_T(x_1) x_3 + b_2 Y_2, \quad (22)$$

где

$$b_2 = \frac{G_{2\max} c_o (T_{2ex} - T_{2вых})}{a_0}.$$

Для модели изменения концентрации кислорода в газовой смеси биореактора при изменении подачи воздуха в систему вентиляции:

$$\dot{x}_2 = a_2 f_T(x_1) x_3 + b_3 Y_3, \quad (23)$$

где

$$a_2 = -\frac{K_o}{V_{BP}},$$

$$b_3 = \frac{v_B K_{Kmax}}{V_{BP}}.$$

Для модели изменения температуры биореактора при изменении подаче воздуха в систему вентиляции:

$$\dot{x}_1 = b_4 Y_3, \tag{24}$$

где

$$b_4 = \frac{v_B c_{возд} (T_{3ex} - T_{3вых})}{a_0}.$$

Для модели изменения температуры биореактора в результате теплообмена с окружающей средой:

$$\dot{x}_1 = a_3(x_1), \tag{25}$$

где

$$a_3 = K_{TH} (T_{oc} - T_{\kappa}). \tag{26}$$

Из полученных уравнений (21) – (26) видно, что в объекте присутствуют перекрестные связи по управляющим воздействиям. С учетом этого систему уравнений, описывающих движение системы в пространстве переменных состояния, представим в следующем виде:

$$\begin{cases} \dot{x}_1 = a_1 f_T(x_1)x_3 + b_1 Y_1 + b_2 Y_2 + b_4 Y_3 + a_3(x_1) \\ \dot{x}_2 = a_2 f_T(x_1)x_3 + b_3 Y_3 \\ \dot{x}_3 = -f_T(x_1)x_3 \end{cases}. \tag{27}$$

Коэффициенты системы (27) зависят от переменных состояния объекта.

Основным источником нестационарности коэффициентов системы является  $a_0$ , поскольку данный коэффициент входит в большинство коэффициентов системы.

$$a_0 = m_k c_k + m_{\sigma} c_{\sigma},$$

где  $m_{\sigma} c_{\sigma}$  остается постоянным в течение процесса, в то время как состав и масса субстрата в течение процесса изменяются.

Основное изменение массы субстрата происходит в активной стадии процесса. При этом содержание сухого вещества уменьшается на 30-50% за время процесса компостирования, причем большая часть уменьшения приходится на активную стадию процесса и целиком обусловлена разложением органических компонентов субстрата [5].

Изменение температуры воды на выходе рубашки теплообменника биореактора и температуры воздуха в системе вентиляции также вносит элемент нестационарности в систему управления.

Выражения для  $b_1$ ,  $b_2$ ,  $b_4$  можно записать в следующем виде:

$$b_1 = K_{T1} \cdot \frac{G_{1\max} c_{\theta} (T_{1ex} - T_{\kappa})}{a_0}, \quad (28)$$

$$b_2 = K_{T2} \cdot \frac{G_{2\max} c_{\theta} (T_{2ex} - T_{\kappa})}{a_0}, \quad (29)$$

$$b_4 = K_{T3} \cdot \frac{v_B c_{\text{возд}} (T_{3ex} - T_{\kappa})}{a_0}, \quad (30)$$

где  $K_{T1}$ ,  $K_{T2}$ ,  $K_{T3}$  – соответствующие коэффициенты теплопередачи.

Статья подготовлена в рамках выполнения научного проекта 16-48-230441 а(р) «Математическое моделирование процессов, протекающих в автоматизированной установке для круглогодичного производства органических удобрений в условиях Краснодарского края», финансируемого РФФИ и администрацией Краснодарского края.

### Литература

1. Пиотровский Д.Л. Математическая модель системы вентиляции с переменным расходом воздуха вдоль вертикальной оси реактора в процессе компостирования / Д.Л. Пиотровский, Л.А. Посмитная, К.В. Дружинина, Дружинина У.В. // Политематический сетевой электронный научный журнал Кубанского государственного аграрного университета (Научный журнал КубГАУ) [Электронный ресурс]. – Краснодар: КубГАУ, 2016. – №121(07).
2. Haug, R.T. The Practical Handbook of Compost Engineering. 2nd edition. / R.T. Haug - Boca Raton: Lewis Publishers, 1993. – 512 p.
3. MacDonald, L. Physical and Mathematical Modelling of the Composting Process / L. MacDonald - University of Guelph, 1995.

4. Пиотровский Д.Л. Теоретические основы построения автоматических систем управления процессами производства органических компостов: диссертация ... доктора технических наук: 05.13.06 . - Краснодар, 2007

5. Пиотровский Д.Л. Выбор оптимальной стратегии управления процессом компостирования /Д.Л.Пиотровский, Ал Асми Ахмад, А.О. Ложкин, Н.О. Ложкин// Научная мысль Кавказа, 2005 - № 13. С. 141.

### References

1. Piotrovskij D.L. Matematicheskaja model' sistemy ventiljacii s peremennym rashodom vozduha vdol' vertikal'noj osi reaktora v processe kompostirovanija / D.L. Piotrovskij, L.A. Posmitnaja, K.V.Druzhinina, Druzhinina U.V.//Politematicheskij setevoj jelektronnyj nauchnyj zhurnal Kubanskogo gosudarstvennogo agrarnogo universiteta (Nauchnyj zhurnal KubGAU) [Jelektronnyj resurs]. – Krasnodar: KubGAU, 2016. – №121(07).

2. Haug, R.T. The Practical Handbook of Compost Engineering. 2nd edition. / R.T. Haug -Boca Raton: Lewis Publishers, 1993. – 512 p.

3. MacDonald, L. Physical and Mathematical Modelling of the Composting Process / L. MacDonald - University of Guelph, 1995.

4. Piotrovskij D.L. Teoreticheskie osnovy postroenija avtomaticheskikh sistem upravlenija processami proizvodstva organicheskikh kompostov: dissertacija ... doktora tehniceskikh nauk: 05.13.06 . - Krasnodar, 2007

5. Piotrovskij D.L. Vybor optimal'noj strategii upravlenija processom kompostirovanija /D.L.Piotrovskij, Al Asmi Ahmad, A.O. Lozhkin, N.O. Lozhkin// Nauchnaja mysl' Kavkaza, 2005 - № 13. S. 141.