

ПРОЦЕССЫ ПЕРЕМЕШИВАНИЯ СУБСТРАТА В РЕАКТОРЕ БИОГАЗОВОЙ УСТАНОВКИ

Ю. Г. Качан

Доктор технических наук, профессор, заведующий кафедрой*

Ю. В. Курис

Кандидат технических наук, доцент*

И. Н. Левицкая

Магистр*

*Кафедра энергетического менеджмента

Запорожская государственная инженерная академия
проспект Ленина, 226, г. Запорожье, Украина, 69006

Email: inna.Levytska@mail.ru

Поставлены задачи изучения вопросов перемешивания субстрата при помощи механических мешалок в реакторе биогазовой установки и получения математических соотношений технологических параметров перемешивания от параметров установки. В свою очередь планируется исследовать гидродинамику перемешивания гетерогенных сред, а также установить зависимость от числа Фруде в аппаратах с отражательными перегородками и в гладкостенных аппаратах.

Элементом биогазовой установки является шнек, представляющий собой закручивающее устройство для подачи субстрата в реактор. В шнековых и ленточных завихрителях выход субстрата происходит в соответствии с законом вращения твердого тела. Наибольшее распространение получили перемешивания в жидких средах при помощи механических мешалок [1].

Перемешивания механическими мешалками

Процессы перемешивания в жидких средах при помощи механических мешалок широко распространены во многих отраслях техники.

Перемешивание с использованием механических мешалок гомогенизирует гетерогенные системы и интенсифицирует технологию получения двухфазных сред [2]. Результаты исследований по изучению влияния процесса перемешивания на количество выделяемого биогаза приведены на рисунке 1 [3, 4]. Можно заметить, что выход метана увеличивается почти в 1,5 раза.

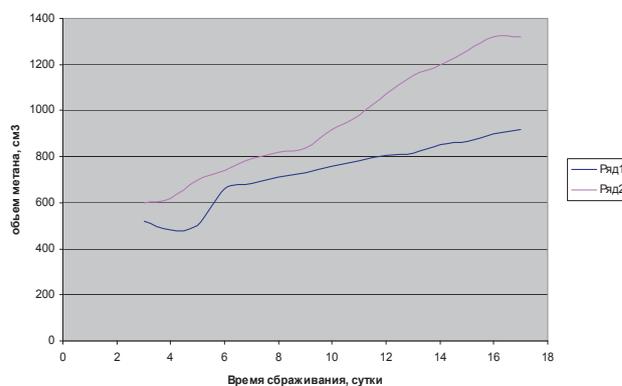


Рисунок 1. Динамика выхода метана при анаэробном сбраживании навоза крупного рогатого скота

Ряд 1 — в стационарном режиме;

Ряд 2 — при перемешивании.

Тангенциальный поток от мешалки является осесимметричным и описывается системой уравнений

$$\frac{\partial}{\partial r}(rv_r) + r \frac{\partial}{\partial z}(v_z) = 0 \quad (1)$$

$$v_r \frac{\partial v_\theta}{\partial r} + v_r \frac{\partial v_r}{\partial z} + \frac{v_\theta^2}{r} = -\frac{1}{\rho} \cdot \frac{\partial \tau_{\theta z}}{\partial z} \quad (2)$$

$$v_r \frac{\partial v_\theta}{\partial r} + v_z \frac{\partial v_\theta}{\partial z} + \frac{v_r \cdot v_\theta}{r} = -\frac{1}{\rho} \cdot \frac{\partial \tau_{\theta z}}{\partial z}, \quad (3)$$

где v_r, v_θ, v_z – компоненты средних скоростей в цилиндрических координатах; $\tau_{\theta r}$ – компоненты тензора сдвига; ρ – плотность жидкости.

Предположим, что тангенциальный поток одномерный. В этом случае для профиля скорости в направлениях r и z следуют соотношения

$$v_r = v_{r\max} \left[1 - \operatorname{th}^2 \left(\frac{\varepsilon}{2} \right) \right], \quad (4)$$

$$v_z = \frac{v_{r\max}}{\sigma} \left[\frac{2r^2 - a^2}{r^2 - a^2} \operatorname{th}(\varepsilon) - \varepsilon \left(1 - \operatorname{th}^2 \left(\frac{\varepsilon}{2} \right) \right) \right], \quad (5)$$

где

$$v_{r\max} = \frac{A}{2} \left(\frac{\sigma}{t} \right)^{1/2} (r - a)^{0.25}; \quad (6)$$

$$\varepsilon = \sigma \frac{z}{r}; \quad (7)$$

A – параметр объемного потока;

σ – параметр ширины тангенциального потока;

t_h – гиперболический тангенс.

Система уравнений содержит три производные константы – A , a и σ , которые определяются из граничных условий.

Для результирующего вектора скорости q и компонентов v_r и v_θ имеется соотношение

$$|q| = \frac{A}{2} \left(\frac{\sigma}{r} \right)^{0.25} \frac{1}{(r^2 - a^2)^{0.25}} \left[1 - \operatorname{th}^2 \left(\frac{\varepsilon}{2} \right) \right]. \quad (8)$$

Для области с потенциальным потоком имеем выражение функции тока

$$\psi = r^2 z. \quad (9)$$

Циркуляционный поток в направлении оси в центре аппарата в турбулентной области течения может быть представлен уравнениями

$$v_z = \frac{\varepsilon_0}{z + z_1} \cdot \frac{2\gamma^2}{\left(1 + \frac{1}{4}\xi^2 \right)^2}; \quad (10)$$

$$v_r = \frac{\varepsilon_0}{z + z_1} \cdot \frac{\left(\xi - \frac{1}{4}\xi^2 \right) \gamma}{\left(1 + \frac{1}{4}\xi^2 \right)^2}; \quad (11)$$

где ε_0 – коэффициент вихревой вязкости;

γ – параметр, характеризующий ширину циркуляционного потока;

z_1 – координата, соответствующая циркуляционной области течения;

ξ – безразмерная координата, определяемая из соотношения

$$\xi = \gamma \frac{r}{z + z_1}. \quad (12)$$

Результаты расчета по приведенным выше уравнениям позволяют получить только качественную картинку течения, но не количественные данные.

В гладкостенных аппаратах перемешивание сопровождается образованием центральной воронки. Глубина и форма воронки характеризуют эффективность технологического перемешивания. Этому вопросу посвящен ряд исследований. Результаты экспериментальных данных, как правило, представлены в виде критериальных зависимостей.

Для радиально-лопастных мешалок предложена расчетная формула, по которой определяют глубину воронки [5]:

$$\Gamma_h = \frac{h}{d_m} = C^2 F \cdot r_m \cdot (1,59 - 0,75 \cdot \Gamma_d^{1,45}), \quad (13)$$

где: h – глубина центральной воронки;

d_m – диаметр мешалки;

C – опытный коэффициент, для лопастных мешалок $C=0,06$; для пропеллерных – $C=0,03$;

F_r – критерий Фурда

$$F_r = \frac{n^2 d}{g}$$

n – число оборотов;

g – ускорение свободного падения;

$$B = \left(\frac{r_m}{d_m} \right)^{1,45};$$

$$r_m = 0,745 \frac{r_d}{R_c};$$

r_d – радиус лопасти мешалки;

R_c – радиус аппарата;

$$\Gamma_D = \frac{d_m}{D}$$

D – диаметр аппарата.

Для исследования процессов перемешивания рекомендуется пользоваться математическими моделями, основанными на принципах гидродинамики жидкости, широко описанных авторами [6, 7, 8].

Поэтому в первом приближении рекомендуется исходить из модели идеального смешивания, которая является моделью макросмешивания. При этом не учитываются локальные, более мелкие явления. Такая модель, в частности, особенно целесообразна при отсутствии механического перемешивания, когда энергия входного потока расходуется на образование конвективных токов и турбулентных вихрей, которые и вызывают перемешивание жидкости в аппарате. В этих случаях для описания протекающих в аппарате физических явлений следует обратиться к уравнениям Навье-Стокса и можно не принимать во внимание ускорение поля внешних массовых сил, а также перепад давления в объеме жидкости, так как они пренебрежимо малы по сравнению с инерционными силами и силами трения. В результате уравнение движения имеет вид [9]:

$$\frac{Dw_i}{dt} = \nu \nabla^2 w_i, \quad i=1,2,3, \quad (14)$$

где D – оператор дифференцирования;
 w_i – скорость;
 τ – время;
 ν – кинематический коэффициент вязкости;
 ∇^2 – оператор Лапласа

$$\nabla^2 = \frac{\partial^2}{\partial x^2} + \frac{\partial^2}{\partial y^2} + \frac{\partial^2}{\partial z^2}. \tag{15}$$

Уравнение энергии записывается так

$$\frac{Dt}{d\tau} = a\nabla^2 t, \tag{16}$$

где t – температура;
 a – температуропроводность.

Для процесса перемешивания имеет значение энергия, расходуемая на преодоление сил вязкого трения, которая определяется из выражения

$$E_b = \mu \int_{V_r} \Phi_v dV_p, \tag{17}$$

где μ – динамический коэффициент вязкости;
 V_p – объем реактора;
 Φ_v – функция диссипации Рэлея

$$\Phi_v = 2 \left[\left(\frac{\partial w_1}{\partial x_1} \right)^2 + \left(\frac{\partial w_2}{\partial x_2} \right)^2 + \left(\frac{\partial w_3}{\partial x_3} \right)^2 \right] + \left(\frac{\partial w_1}{\partial x_2} + \frac{\partial w_2}{\partial x_1} \right)^2 + \left(\frac{\partial w_1}{\partial x_3} + \frac{\partial w_3}{\partial x_1} \right)^2 + \left(\frac{\partial w_2}{\partial x_3} + \frac{\partial w_3}{\partial x_2} \right)^2 \tag{18}$$

w_1, w_2, w_3 – проекция вектора скорости на оси x, y, z .

Уравнение движения в безразмерной форме запишется следующим образом

$$\frac{D\bar{w}_1}{d\bar{\tau}} = \frac{1}{Re} \nabla^2 \bar{w}_1, \tag{19}$$

где

$$\bar{w}_1 = \frac{w_i}{w_{cp}};$$

$$x_i = \frac{X}{D};$$

$$\bar{\tau} = \frac{\tau w_{cp}}{D};$$

$$Re = \frac{w_{cp} \cdot D}{\nu};$$

w_{cp} – средняя скорость жидкости в аппарате;
 X – характерный линейный размер;
 D – диаметр реактора;
 Re – критерий Рейнольдса.

Уравнение после ряда простых преобразований приводится к безразмерному виду

$$\frac{E_b}{w_{cp}^3 \rho D^2} = f Re. \tag{20}$$

Исследования показали, что режим идеальной жидкости применим при $Re \geq 13,5$.

Если перемешивание не подчиняется законам движения жидкости, необходимо обратиться к другим моделям для их описания. В процессах неидеального смешивания наблюдаются диффузионные явления. В этом случае математическая модель в безразмерном виде есть связь между числами Пекле и Рейнольдса

$$Pe = 21,3 \left(\frac{Re}{Re_{кр}} \right)^{0,69} \ln \frac{89,31 \cdot \ln \frac{Re_{кр}}{Re}}{Re_m}, \tag{21}$$

где $Re_{кр} = 13,5$;

$$Re_m = 89,31 \cdot \ln \frac{Re_{кр}}{Re}. \tag{22}$$

Гидродинамика перемешивания гетерогенных сред

Аналізу движения твердой частицы, взвешенной в турбулентном потоке, посвящено значительное количество работ. Среди них надо выделить монографии С. Соу, О. Хинце, Р.И. Нигматулина, Р. Бусройда, Г. Уоллиса [10, 18].

Приведем систему уравнений, описывающую течение гетерогенной среды. При этом принято писать уравнения для каждого компонента смеси.

Обозначим объемную долю частиц взвеси через α . В этом случае уравнение неразрывности для жидкой фазы имеет вид

$$\frac{\partial}{\partial \tau} (1-\alpha)\rho_{ж} + \frac{\partial}{\partial x_k} (1-\alpha)\rho_{ж} W_{1k}, \tag{23}$$

где $\rho_{ж}$ – плотность жидкости;
 W_{1k} – мгновенная скорость жидкости (газа);
 x_k – пространственная координата ($k=1,2,3$).
 Аналогично для твердых частиц, учитывая, что $\rho_{ж}$ – величина постоянная, будем иметь

$$\frac{\partial \alpha}{\partial \tau} + \frac{\partial \alpha W_{\tau,k}}{\partial x_k} = 0; \tag{24}$$

где $W_{\tau,k}$ – мгновенная скорость твердой фазы.
 Прежде чем записать уравнения движения, определим скорость потока

$$W_{m,k} = (1-\alpha)W_{ж,k} + \alpha W_{1,k}. \tag{25}$$

Уравнение сохранения количества движения для жидкой фазы в i -м направлении имеет вид

$$\frac{\partial}{\partial \tau} (1-\alpha)\rho_{ж} W_{ж,i} + \frac{\partial}{\partial x_k} (1-\alpha)\rho_{ж} W_{ж,i} W_{ж,k} = \tag{26}$$

$$= -(1-\alpha)\frac{\partial p}{\partial x_i} - (1-\alpha)\rho_{ж} g \frac{\partial x_i}{\partial x_j} + \frac{\partial}{\partial x_j} \left[\mu \left(\frac{\partial W_{m,i}}{\partial x_j} + \frac{\partial W_{m,j}}{\partial x_i} \right) \right] - \frac{2}{3} \cdot \frac{\partial}{\partial x_i} \left(\mu \frac{\partial W_{m,k}}{\partial x_k} \right) - R_i$$

Для твердой фазы получим аналогичное уравнение

$$\frac{\partial}{\partial \tau}(\alpha \rho_x W_{x,i}) + \frac{\partial}{\partial x_k}(\alpha \rho_x W_{x,i} W_{x,k}) = \alpha \frac{\partial p}{\partial x_i} - \alpha \rho_0 g \frac{\partial x_i}{\partial x_j} - D \alpha \rho_{ж} \left(\frac{\partial W_{x,j}}{\partial \tau} - \frac{\partial W_{ж,j}}{\partial \tau} \right) + R_j \quad (27)$$

При установлении в процессе перемешивания турбулентного режима мощность, потребляемая мешалкой, не зависит от вязкости перемешиваемой среды, а определяется плотностью последней.

На энергию, расходуемую мешалкой, влияют, кроме того, частота вращения и диаметр мешалки. Для лопастных и турбулентных мешалок предложена расчетная зависимость [7]:

$$N = K d_m^5 n^3 \rho \left(\frac{\text{III}}{d_m} \right) \left(\frac{L}{d_m} \right)^{1,5} \left(\frac{R}{6} \right)^{0,8} \left(\frac{R}{4} \right)^{0,4} \left(\frac{I}{d_m} \right)^{0,3} \quad (30)$$

Для определения мощности, потребляемой пропеллерной мешалкой, можно пользоваться формулой

$$Eu = 1,241 \cdot \exp(0,737 \ln B - 0,0402B) \times \left\{ 1 - \exp \left[-1/136 \cdot B \cdot \exp(3 + 0,096B) - 11 \exp(-0,096B) \right]^{-1} \right\} \frac{S}{d_m} \quad (31)$$

где Eu – критерий Эйлера;

B – число лопастей мешалки;

S/d_m – отношение шага мешалки к ее диаметру.

Мощность, потребляемая при перемешивании скребковыми мешалками, определяется как сумма трех составляющих в зависимости от зоны аппарата [19]: у вала мешалки; у внутренних стенок аппарата; между лопастью мешалки и стенкой аппарата.

Получено следующее уравнение для критерия мощности

$$\frac{N}{d_m^5 n^3 \rho} = K \left(\frac{d_m^2 n \rho}{\mu} \right)^m \left(\frac{d_m n^2}{g} \right)^u \left(\frac{D}{d_m} \right)^e \left(\frac{H}{d_m} \right)^h \left(\frac{h_m}{d_m} \right)^c \left(\frac{s}{d_m} \right)^s \left(\frac{L}{d_m} \right)^l \left(\frac{\text{III}}{d_m} \right)^m \left(\frac{I}{d_m} \right)^j \times \left(\frac{B_0}{B} \right)^b \left(\frac{R_0}{R} \right)^y \quad (28)$$

где N – мощность мешалки;

d_m – диаметр мешалки;

n – частота вращения;

K – эмпирический коэффициент;

ρ, μ – плотность и динамический коэффициент вязкости жидкости;

g – ускорение свободного падения;

D – диаметр аппарата;

H – высота жидкости в аппарате;

h_m – расстояние мешалки от дна аппарата;

s – толщина лопасти мешалки;

L – длина лопасти мешалки;

III – ширина лопасти мешалки;

I – ширина отражательной перегородки;

B_0 и B – число лопастей мешалки;

R_0 и R – число отражательных перегородок;

$m, u, e, h, c, s, l, w, j, b, r$ – опытные коэффициенты.

Для геометрически подобных аппаратов можно пренебречь последними девятью членами уравнения, тогда

$$\frac{N}{d_m^5 n^3 \rho} = K' \left(\frac{d_m n \rho}{\mu} \right)^m \left(\frac{d_m n^2}{g} \right)^u \quad (29)$$

$$K_N = \frac{N}{d_m^5 n^3 \rho} = \frac{\left[\frac{\pi^2 s}{\delta} n_c + 4\pi^3 \frac{\left(\frac{d_i}{D} \right)^2}{1 - \left(\frac{d_i}{D} \right)^2} + k n_c \left(1 - e^{-\frac{\pi^2}{n_c}} \right) \right]}{Re_z} \quad (32)$$

где s – толщина скребка;

n_c – число скребков мешалки;

δ – ширина зазора между лопастью мешалки и стеной аппарата, см;

d_i – диаметр вала мешалки;

k – константа;

Re_z – критерий Рейнольдса, определенный по формуле

$$Re_z = \frac{\rho n d_m^2}{\mu} \quad (33)$$

Первый член в уравнении учитывает потери энергии в зоне между лопастью мешалки и стенкой аппарата, второй – расход энергии у вала мешалки; третий – у внутренних стенок аппарата.

Упрощенная формула предложена автором [19]:

$$K_N = 12,2 \left(\frac{d_m N_w}{D} \right)^2, \quad (34)$$

где: $N_w = \frac{w}{\rho \cdot d_m^3}$; w - скорость потока, циркулирующего в аппарате.

Общие выводы

1. Изучены вопросы перемешивания субстрата в реакторе биогазовой установки, получены, математические соотношения технологических параметров перемешивания от параметров установки. Данный анализ выполнен с использованием уравнений Навье-Стокса и при этом установлено, что применимость режима идеальной жидкости ограничивается условием $Re > 13,5$.

2. Исследование гидродинамики перемешивания гетерогенных сред подтвердили, что для мешалок различного типа в аппаратах с отражательными перегородками и в гладкостенных аппаратах мощность, затраченная на перемешивание, не зависит от числа Фруде при значениях $Re < Re_{кр}$.

Литература

1. Куріс Ю.В. Підвищення теплотехнічних та технологічних показників спалювання біогазу в теплогенеруючому обладнанні: Дисертація на здобуття наукового ступеню кандидата технічних наук, НУХТ, Київ, 2007.
2. Васильев Ю.С., Хрисанов Н.И. Экология использования возобновляемых энергоисточников. - Л.: Изд-во ЛГУ, 1991. - 343 с.
3. Курис Ю. В., Крючков Е. Н. Анализ энергетического баланса производственно - животноводческого комплекса ЗАО "Запорожсталь" с использованием биоэнергетической установки // Сборник конференции «Биотехнология: Образование, наука», - НТУ КПИ. - 2003. С. 141-143.
4. Рудик В.Ф., Ротару С.П. Анаэробная био конверсия отходов животноводства // Тез. докл. респ. науч.-техн. конф. "Анаэробная биологическая обработка сточных вод". - Кишинев, 1988. - С. 25-29.
5. Плановский А.Н. Теория и практика перемешивания в жидких средах. - М.: НИИТЭХИМ, 1971., - С. 325.
6. Shpilrain E.E., Amadziev A.M., Vainshtein S.I., Mozgovoy A.G. Combined solar heating systems with heat pumps and heat storage // Te-jіНОТехННКа. - 2001. - Jfe 2. - С. 39-45.
7. Zlokarnik M. // Chem. Ing. Tehn. 1971, 43, 1028.
8. Курис Ю. В. Преимущества биотехнологий в решении энергетических вопросов. // Труды юбилейной XXX международной научно технической конференции "Запорожсталь XXX". - Запорожье: Запорожсталь. - 2003. - С. 53 - 57.
9. Амерханов Р.А., Бессараб А.С., Драганов Б.Х., Рудобашта С.Л., Шишко Г.Г. Теплоэнергетические установки и системы сельского хозяйства / Под ред. Б.Х. Драганова. - М.: Колос-Пресс, 2002: -423 с.
10. Бусройд Р. Течение газа со взвешенными частицами. - М.: Мир, 1975.-378 с.
11. Нестеренко А.В; Основы термодинамических расчетов вентиляции и кондиционирования воздуха - М.: Высшая шк., 19621, - 355 с.
12. Нигматулин Р.И. Динамика многофазных сред: В 2 ч. - М.: Наука, 1997. - Ч. 1. -464 с.
13. Нигматулин Р.И; Методы механики сплошной среды для описания многофазных смесей // Прикладная математика и механика. -1980, 34.-№6.-С. 1097-1112.
14. Нигматулин Р.И. Некоторые вопросы гидромеханики двухфазных полидисперсных сред// Изв. АН СССР. Механ. жидкости и газов. -1988. -№3; 63.-С. 63-67.
15. Нигматулин Р.И. Основы механики гетерогенных сред. - М.; Наука, 1978: - 336 с.
16. Соу С. Гидродинамика многофазных систем. - М.: Мир, 1971. -536с.
17. Уоллис Г. Одномерные двухфазные течения. - М.: Мир, 1972. -440 с.
18. Хинце И.О. Турбулентность. Ее механизм и теория. - М.: Физма-тиз, 1993. - 680 с.
19. Кафаров В.В.; Мешалкин В;П. Анализ и синтез химико-технических систем: Учеб. для вузов. - М.: Химия, 1998. - 432 с.