

УДК 519.95

ОПТИМИЗАЦИЯ БИОТЕХНОЛОГИЧЕСКОГО ПРОЦЕССА УТИЛИЗАЦИИ ОТХОДОВ ПРОИЗВОДСТВА ЭТАНОЛА НА ОСНОВЕ МЕТОДОВ МАТЕМАТИЧЕСКОГО МОДЕЛИРОВАНИЯ

© А.А. Арзамасцев, Ю.В. Плотникова

Ключевые слова: математическое моделирование; информационная система; биотехнологический процесс; утилизация отходов производства этанола.

С использованием методов математического моделирования разработана новая экономически оправданная технология для утилизации отходов производства этанола, пригодная для практического использования. В работе описаны также основные компоненты информационной системы, предназначенной для экономической оптимизации данного биотехнологического процесса на основе методов математического моделирования и приведены результаты оптимизации, являющиеся ноу-хау авторов.

Введение. Рассматриваемый биотехнологический процесс представляет собой комплексную технологию утилизации отхода производства этанола с выработкой на этой основе бактериальной биомассы.

Отход производств этанола является комплексным субстратом, содержащим органические вещества – стимуляторы роста микроорганизмов. Существующие в настоящее время технологии утилизации этого отхода не позволяют достигать высоких степеней его превращения в целевой продукт и отличаются высокой энергоемкостью. Указанные обстоятельства, с одной стороны, приводят к неоправданно высокой себестоимости получаемого продукта, а с другой – не позволяют проводить глубокую конверсию органических веществ,

содержащихся в этом отходе, и, как следствие, приводят к загрязнению окружающей среды.

Таким образом, общая постановка задачи оптимизации данного процесса может быть сформулирована как разработка новой экономически оправданной технологии для утилизации отходов производства этанола, пригодной для практического использования. Поскольку указанная проблема будет решаться с использованием методов математического моделирования, нелинейного программирования, на основе актуальной экономической информации, а также с использованием современных информационных технологий, можно говорить о разработке соответствующей информационной системы.

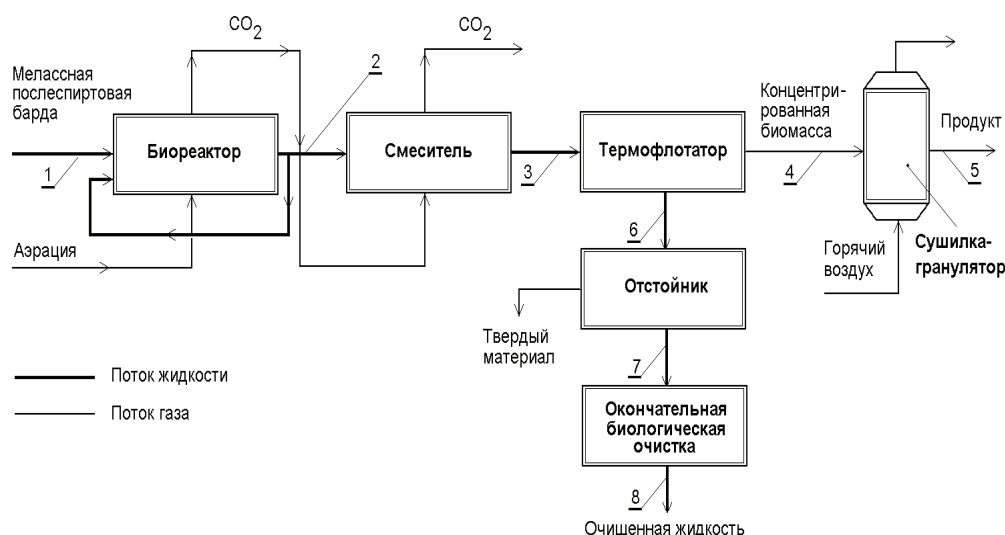


Рис. 1. Упрощенная схема биотехнологического процесса с указанием основных потоков. 1 – отход производства этанола – субстрат (ХПК ≈ 55000 – 60000 мг О₂/л, БПК₅ ≈ 25000 – 32000 мг О₂/л; сухих веществ 8–12 %, объемный расход 10 м³/ч); 2 – биомасса и остаточный субстрат (концентрация биомассы 10–20 кг/м³, концентрация остаточного субстрата ХПК ≈ 1000 – 3000 мг О₂/л, БПК₅ ≈ 200 – 500 мг О₂/л; объемный расход 10 м³/ч); 3 – биомасса, обогащенная двуокисью углерода; 4 – концентрированная биомасса (концентрация до 25–40 кг/м³); 5 – готовый продукт (выработка 1–1,6 т/сут., зольность – не более 26 %, содержание протеина – не менее 47 %); 6 – осветленный сток на биологическую очистку; 7 – осветленный сток после окончательного отделения биомассы; 8 – очищенная жидкость (ХПК не более 3000 мг О₂/л, БПК₅ не более 200–500 мг О₂/л)

На рис. 1 показана упрощенная схема участка производства бактериальной биомассы, являющегося объектом экономической оптимизации. Основными технологическими единицами являются: биореактор, в котором осуществляется выработка биомассы, термофлотатор, служащий для ее концентрирования, и сушилка-гранулятор, в которой биомасса высушивается и приобретает товарный вид.

Математическая постановка задачи оптимизации биотехнологического процесса. В соответствии с традиционным представлением объекта моделирования в обобщенном виде задача его оптимизации может быть сформулирована следующим образом. Для заданного вектора возмущений w необходимо найти такой вектор независимых варьируемых переменных u , который минимизирует значение некоторой целевой функции $Q(w, u, y)$ так, что выполняется соотношение:

$$Q^*(w, u^*, y) = \min_{u \in U(w)} Q(w, u, y), \quad (1)$$

где y – вектор выходных переменных объекта, U – допустимая область для варьируемых переменных.

При этом должны выполняться уравнения связи, характеризуемые математической моделью объекта,

$$y = \Psi(w, u, p), \quad (2)$$

ограничения, наложенные на независимые варьируемые параметры

$$\begin{aligned} R_1(w, u) &\geq 0 \\ R_2(w, u) &\geq 0 \\ &\vdots \\ R_k(w, u) &\geq 0 \end{aligned} \quad (3)$$

и выходные переменные

$$\begin{aligned} L_1(y) &\geq 0 \\ L_2(y) &\geq 0 \\ &\vdots \\ L_m(y) &\geq 0, \end{aligned} \quad (4)$$

где p – вектор параметров математической модели, $\Psi, R, L, i = 1, \dots, k, m$ – операторы связи.

Значения независимых варьируемых переменных, которым соответствует минимум целевой функции Q^* , будем называть оптимальными, а само значение Q^* также оптимальным.

При решении задачи оптимизации биотехнологического процесса будем использовать в качестве целевой функции Q приведенные затраты. Использование такой целевой функции приводит к снижению себестоимости продукции, тем самым обеспечивая ее конкурентную способность на рынке, повышает экономию природных, энергетических и иных ресурсов, снижает затраты

на монтаж и эксплуатацию оборудования. При решении задач оптимизации будем стремиться к минимизации данной целевой функции.

Вектором возмущений w в нашем случае является концентрация органических веществ в отходе производства этанола и его объемный расход.

Вектор независимых варьируемых переменных u при решении задачи оптимального проектирования представляет собой совокупность конструктивных (геометрические размеры аппаратуры, используемые материалы, варианты размещения и т. д.), технологических (условия проведения процессов, варианты управления и т. д.) и управленческих (используемое сырье, материалы, организационные решения) параметров.

Уравнения связи вида $y = \Psi(w, u, p)$ будут представлены в нашем случае математическими моделями процессов в основных технологических единицах: биохимическом реакторе, термофлотаторе, грануляторе.

Ограничения (3) определяют допустимую область изменения независимых варьируемых переменных u , что при решении наших задач означает выполнение условий их физической реализуемости, нахождение параметров процессов в диапазонах, необходимых для обеспечения их работоспособности и т. д. Отметим, что в общем случае такие ограничения, как правило, зависят и от вектора возмущений w .

Ограничения (4) задают диапазоны изменения выходных показателей процессов: количества вырабатываемого продукта, его качественных характеристик и т. д.

Задача (1)–(4) представляет собой задачу нелинейного программирования с ограничениями типа равенств и неравенств значительной размерности. Для решения таких задач разработаны специальные численные методы [3, 4].

Структура информационной системы (рис. 2). Поскольку поиск оптимальных решений предполагается осуществить с помощью современных информационных технологий – методов математического моделирования, нелинейного программирования, с использованием современных средств разработки, систем управления базами данных, можно говорить о создании и использовании соответствующей информационной системы.

Основой всей информационной системы является хранилище информации, включающее три базы данных: с экспериментальными данными, полученными с пилотного процесса, с параметрами математических моделей, с экономической информацией.

Главными задачами, решаемыми информационной системой, являются: параметрическая идентификация математических моделей, которая осуществляется при использовании методов нелинейного программирования и экспериментальных данных, полученных с пилотного процесса; экономическая оптимизация, которая осуществляется при использовании адекватных моделей, ограничений и данных по экономической информации.

Далее приведено описание математических моделей, используемых при решении задачи оптимизации.

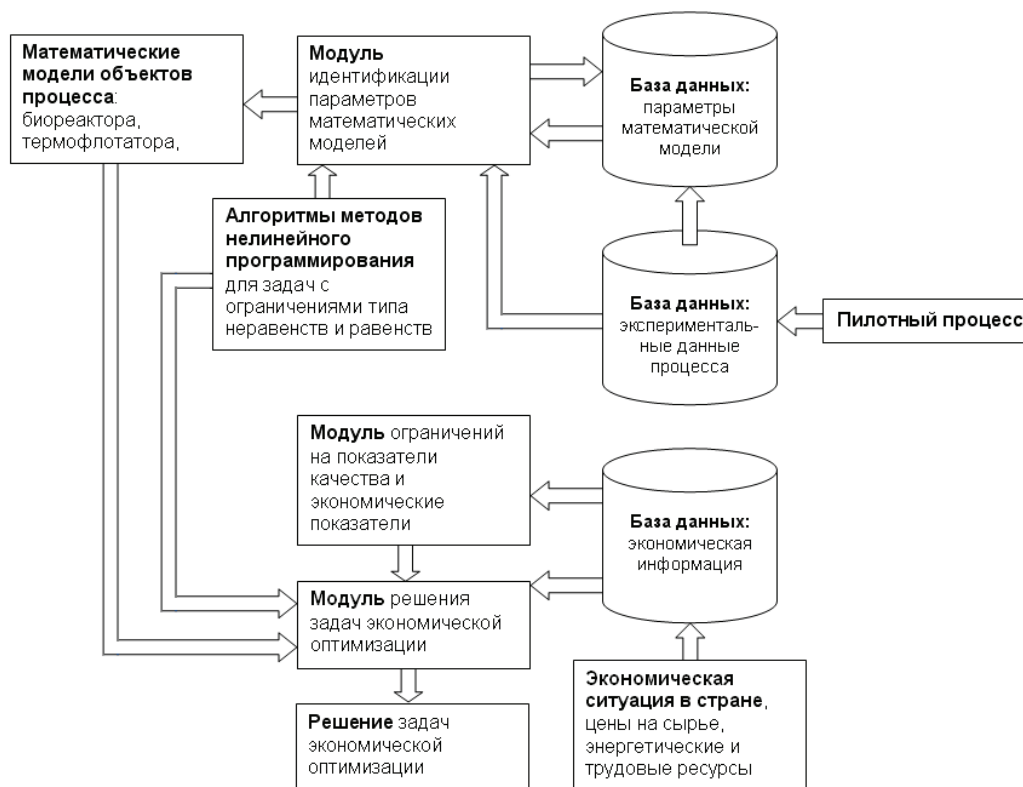


Рис. 2. Структура информационной системы

Математическая модель биореактора [1, 2].

Модуль кинетики имеет следующий вид:

$$\frac{dX_i(t)}{dt} = \mu_m(T, pH) \frac{S_i(t)}{S_i(t) + K_S} \cdot \frac{C_i}{C_i + K_C} \cdot X_i(t) \quad (5)$$

$$\frac{dS_i(t)}{dt} = -\frac{1}{Y} \cdot \frac{dX_i(t)}{dt} \quad (6)$$

с начальными условиями:

$$\left. \begin{aligned} X_i(0) &= \frac{F_R X_i}{F_R + F_0} \\ S_i(0) &= \frac{F_R S_K + F_0 S_0}{F_R + F_0} \end{aligned} \right\} (i=1), \quad \left. \begin{aligned} X_i(0) &= \bar{X}_{i-1} \\ S_i(0) &= \bar{S}_{i-1} \end{aligned} \right\} (i \neq 1), \quad (7)$$

где μ_m , K_S , Y – кинетические параметры, являющиеся функциями температуры и pH в жидкой фазе:

$$\mu_m(T, pH) = A_1 \exp\left(-\frac{E_1}{R} \left(1 - \frac{T}{T_1}\right)^2\right) \exp\left(-B(pH - pH_{opt})^2\right) \quad (8)$$

$$Y = Y_0 + k(T - T_1), \quad (9)$$

$$K_S = A_2 \exp\left(-\frac{E_2}{RT}\right). \quad (10)$$

Модуль гидродинамики имеет вид:

$$\tilde{P}_i(t) = f(F_i, V_i, \tilde{P}_i(\Theta, G_g)) \quad (11)$$

$$\tilde{P}_i(\Theta, W_g) = \left(\frac{K}{D}\right)^K \Theta^{K-1} \exp\left(-\frac{K\Theta}{D}\right) / (K-1)! \quad (12)$$

$$\bar{X}_i = \int_0^{t^{\max}} X_i(t) \cdot \tilde{P}(t) dt, \quad (13)$$

$$\bar{S}_i = \int_0^{t^{\max}} S_i(t) \cdot \tilde{P}(t) dt. \quad (14)$$

Уравнения массопередачи имеют следующий вид:

$$C_i = \frac{-\xi_2 + (\xi_2^2 - 4\xi_1\xi_3)^{1/2}}{2\xi_1}, \quad (15)$$

$$\xi_1 = K_V + \frac{F_i}{V_i}, \quad (16)$$

$$\xi_2 = \bar{X}_i \left(a + \frac{b\mu^m \bar{S}_i}{\bar{S}_i + K_S} \right) + K_C \left(K_V + \frac{F_i}{V_i} \right) - K_V C^* \beta, \quad (17)$$

$$\xi_3 = K_C (\bar{X}_i a - C^* \beta K_V), \quad (18)$$

$$K_V = \frac{18 K_L G_g (P_0 + \rho_a g H_a)^{2/3} [(P_0 + \rho_a g H_a)^{1/3} - P_0^{1/3}]}{d_b W_b \rho_a g V_a} \gamma_1, \quad (19)$$

если $0,5 < W_g < 0,1$ м/с

$$K_V = \frac{6 K_L G_g (P_0 + \rho_a g H_a) \ln \left(\frac{P_0 + \rho_a g H_a}{P_0} \right) \int_0^{d_{\max}} d_b^2 \Phi(d_b) d(d_b)}{W_b \rho_a g V_a \int_0^{d_{\max}} d_b^3 \Phi(d_b) d(d_b)} \gamma_2, \quad (20)$$

если $W_g \geq 0,1$ м/с.

Система уравнений (5)–(20) совместно с дополнительными уравнениями для расчета параметров математических моделей является замкнутой и позволяет определить концентрации биомассы и субстрата в каждой секции биореактора.

Математическая модель термофлотатора [5, 6].

Флотация частиц органического материала возможна лишь пузырьками газа, имеющими размеры от $r_{\min}$ до $r_{\max}$. Уравнения (21), (22) представляют модуль флотиремости.

$$r_{\min} = \gamma_1 \left(\frac{3 \sigma r_p^2}{2 \rho_l g} \right)^{0,25}, \quad (21)$$

$$r_{\max} = \frac{3 \sigma \gamma_2}{2 r_p \rho_p g}. \quad (22)$$

Уравнения, полученные на основе закона Генри – (23)–(33), используются для определения растворимости газовой смеси в жидкости:

$$P = m \cdot y, \quad (23)$$

$$y_j = \frac{p_j}{m_j}, \quad (24)$$

где индексы соответствуют: 1 – CO₂, 2 – O₂, 3 – N₂.

$$p_j = r_j \cdot k_j \frac{P}{f_j}, \quad (25)$$

$$k = \frac{1}{\sum_{j=1}^3 \frac{r_j}{f_j}}, \quad (26)$$

$$m_j = a_{0j} + a_{1j} T + a_{2j} T^2 + a_{3j} T^3, \quad (27)$$

$$Y_j = \frac{y_j}{1 - \sum_{j=1}^3 y_j}, \quad (28)$$

$$Y_{mj} = f_j \frac{y_j}{m_{sr}}, \quad (29)$$

$$m_{sr} = \frac{f_0 + \sum_{j=1}^3 f_j \cdot Y_j}{1 + \sum_{j=1}^3 Y_j}, \quad (30)$$

$$M_t = \sum_{j=1}^3 Y_{mj} \cdot 1000, \quad (31)$$

$$M = \frac{\sum_{j=1}^3 f_j Y_{mj}}{\sum_{j=1}^3 Y_{mj}}. \quad (32)$$

Количество газовой смеси можно определить из соотношения:

$$C(T) = \frac{M_t \cdot 22,4 \cdot (T + 273,15) \cdot 100}{293,15 \cdot P \cdot M}. \quad (33)$$

Уравнения (34)–(37) вспомогательные.

$$V_1 = V_2 = \dots V_N = V_a / N, \quad (34) \quad \Delta h = H_a / N, \quad (35)$$

$$h_{i, \text{дн}} = \Delta h \cdot (i-1), \quad i=1, \dots, N, \quad (36) \quad h_{i, \text{вп}} = \Delta h \cdot i, \quad i=1, \dots, N. \quad (37)$$

Уравнения (38)–(39) позволяют вычислить изменение радиуса газового пузыря по мере его транспорта от нижних слоев к верхним слоям термофлотатора.

$$\frac{dV_b}{dt} = K \Delta P \left(V_b \frac{P_0 + \rho_l g (H_a - h_0)}{P_0 + \rho g (H_a - h_0 - w(t - t_0))} \right)^{2/3}, \quad (38)$$

$$V_b(t_0) = V_0; \quad R_b = \left(3 \frac{V_b}{4\pi} \right)^{1/3}. \quad (39)$$

Если суспензия нагрета от T_{in} до T_f , то произойдет выделение газа в виде пузырьков. Общий объем газа, произведенного в единицу времени:

$$V = F_{in} \Psi(\Delta C) = F_{in} \Psi[C(T_{in}) - C(T_f)], \quad (40)$$

где $\Psi(\cdot)$ – функция, обеспечивающая положительность:

$$\Psi(\xi) = \begin{cases} \xi, & \xi \geq 0 \\ 0, & \xi < 0 \end{cases}. \quad (41)$$

Пусть известен закон распределения $\Phi(r_b)$ образовавшихся пузырьков по размерам. Тогда общее количество пузырьков, образовавшихся в единицу времени, можно определить:

$$n_i = \frac{V}{\frac{4}{3}\pi \int_0^{\infty} r_b^3 \varphi_1(r_b) dr_b} = \frac{F_{in} \Psi[C(T_{in}) - C(T_f)] \gamma_3}{\frac{4}{3}\pi \int_0^{\infty} r_b^3 \varphi_1(r_b) dr_b} \quad (42)$$

Эффективное количество пузырьков вычисляем по формуле:

$$n_{eff\ i} = \frac{F_{in} \Psi[C(T_{in}) - C(T_f)] \gamma_3 \int_{r_{min}}^{r_{max}} \varphi_i(r_b) dr_b}{\frac{4}{3}\pi \int_0^{\infty} r_b^3 \varphi_i(r_b) dr_b \int_0^{\infty} \varphi_i(r_b) dr_b}, \quad (43)$$

$$I = 1, \dots, N-1.$$

Определенное число пузырьков в процессе подъема вырастают настолько, что теряют способность удерживать твердую частицу, т. е. $r_b < r_{min}$ или $r_b > r_{max}$. Рассчитать количество пузырьков, утративших флотационную способность в i -й ячейке, можно по формуле

$$n_{dni} = \frac{F_{in} \Psi[C(T_{in}) - C(T_f)] \gamma_3}{\frac{4}{3}\pi \int_0^{\infty} r_b^3 \varphi_i(r_b) dr_b \int_0^{\infty} \varphi_i(r_b) dr_b} \times \left[\int_0^{r_{min}} \varphi_i(r_b) dr_b + \int_{r_{max}}^{\infty} \varphi_i(r_b) dr_b \right] \quad (44)$$

Кинетическая составляющая переноса твердой фазы из i -й в $i+1$ -ю ячейку может быть найдена как:

$$Q_{i,i+1} = \begin{cases} k_1 V_i n_{eff\ i}, & x_i \geq x^* \\ k_2 V_i n_{eff\ i} x_i, & 0 \leq x_i < x^* \end{cases}, \quad I = 1, \dots, N-1, \quad (45)$$

$$\text{где } k_1 = k_2 x^*, \quad (46)$$

$$Q_{i+1,i} = k_3 V_{i+1} n_{dni\ i+1}, \quad I = 2, \dots, N. \quad (47)$$

Уравнения материального баланса выглядят следующим образом:

$$F_{12} = F_{23} = \dots = F_{N-1,N} = F_{up} = F_{in} - F_{dn} \quad (48)$$

$$\begin{cases} F_{in} x_{in} - (F_{12} + F_{dn}) x_1 - Q_{12} + Q_{21} = 0 \\ F_{12} x_1 - F_{23} x_2 + Q_{12} - Q_{23} - Q_{21} + Q_{32} = 0 \\ \vdots \\ F_{i-1,i} x_{i-1} - F_{i,i+1} x_i + Q_{i-1,i} - Q_{i,i+1} - Q_{i,i-1} + Q_{i+1,i} = 0 \\ \vdots \\ F_{N-2,N-1} x_{N-2} - F_{N-1,N} x_{N-1} + \\ + Q_{N-2,N-1} - Q_{N-1,N} - Q_{N-1,N-2} + Q_{N,N-1} = 0 \\ F_{N-1,N} x_{N-1} - F_{up} x_N + Q_{N-1,N} - Q_{N,N-1} = 0. \end{cases} \quad (49)$$

Система уравнений (21)–(49) является замкнутой и позволяет найти концентрацию биомассы в каждой ячейке термофлотатора.

Математическая модель гранулятора.

Математическое описание кинетики процесса представлено для одной гранулы.

Поскольку вся суспензия распределяется по поверхности гранул равномерно, можно для одной гранулы записать объемный материальный баланс:

$$\frac{dV}{dt} = F_G \cdot \frac{S_g}{\sum S_g} - K_m (P^* - P_g) \cdot S_g, \quad (50)$$

где V – объем гранулы, S_g – площадь поверхности гранулы, K_m – коэффициент массопередачи, F_G – массовый расход суспензии.

Площадь одной гранулы равна: $S_g = 4\pi r^2$, а сумма всех площадей:

$$\sum S_g = N_g \cdot 4\pi \int_{r_{min}}^{r_{max}} r_g^2 \cdot \varphi(r_g) dr_g, \quad (51)$$

где r_g – радиус полученной гранулы, $\varphi(r_g)$ – плотность распределения частиц по радиусам, N_g – количество частиц в аппарате.

Делая замену, получаем:

$$\frac{dV}{dt} = \frac{F_G \cdot 4\pi r^2}{N_g \cdot 4\pi \int_{r_{min}}^{r_{max}} r_g^2 \cdot \varphi(r_g) dr_g} - K_m (P^* - P) \cdot 4\pi r^2. \quad (52)$$

Перейдем от объема к радиусу. Объем одной гранулы равен: $V = \frac{4}{3}\pi r^3$. Отсюда первая производная от объема по времени: $dV = 4\pi r^2 dr$. После преобразований получаем:

$$\frac{dr}{dt} = \frac{F_G}{N_g \cdot 4\pi \int_{r_{min}}^{r_{max}} r_g^2 \cdot \varphi(r_g) dr_g} - K_m (P^* - P), \quad (53)$$

$(P^* - P)$ – движущая сила процесса сушки, представляющая собой разницу парциальных давлений водяного пара внутри гранулы и в ядре потока.

Анализируя (53), делаем вывод о линейном росте гранулы. В результате уравнение примет вид:

$$r_g = r_1 + \left[\frac{F_G}{N_g \cdot 4\pi \int_{r_{min}}^{r_{max}} r_g^2 \cdot \varphi(r_g) dr_g} - K_m (P^* - P) \right] \cdot t. \quad (54)$$

Из уравнения видно, что рост гранулы идет лишь за счет увеличения внешнего слоя.

В связи с отсутствием взаимодействия внутреннего слоя с суспензией теплообмен происходит лишь с внешним слоем. В результате тепловой баланс для внутреннего слоя гранулы запишется следующим образом:

$$\frac{dT_1}{dt} = \frac{(T_2 - T_1) \cdot K_{T_1}}{r_1 \cdot \rho_1 \cdot c_1}, \quad (55)$$

где r_1 , ρ_1 , c_1 – радиус, плотность и концентрация ретура соответственно; K_{T_1} – коэффициент теплопередачи.

В отличие от внутреннего слоя внешний взаимодействует еще и с суспензией. Поэтому тепловой баланс для данного слоя гранулы примет вид:

$$\begin{aligned} \frac{4}{3} \pi (r_g - r_1)^3 \cdot \rho_2 \cdot c_2 \frac{dT_2}{dt} = \\ = -4\pi \cdot r_1^2 (T_2 - T_1) \cdot K_{T_1} + F_G \cdot \frac{S_g}{\sum S_g} \cdot c_c \cdot \rho_{F_G} \cdot T_{F_G} + \\ + 4\pi \cdot r_g^2 (T_g - T_2) \cdot K_{T_2} - Q \end{aligned} \quad (56)$$

$$\text{где } Q = \begin{cases} 0, & \text{если } T_2 \leq T_{\text{кип}} \\ \frac{dV_g}{dt} \cdot \rho_2 \cdot \mu, & \text{при } T_2 > T_{\text{кип}} \end{cases}$$

Разделив обе части уравнения на $\frac{4}{3} \pi (r_g - r_1)^3 \cdot \rho_2 \cdot c_2$ и перейдя от объема к радиусу, получим:

$$\begin{aligned} \frac{dT_2}{dt} = - \frac{3 \cdot r_1^2 (T_2 - T_1) \cdot K_{T_1}}{(r_g(t) - r_1)^3 \cdot \rho_2 \cdot c_2} + \\ + \frac{F_G \cdot r_g^2(t) \cdot T_{F_G}}{N_g \cdot \frac{4}{3} \pi (r_g(t) - r_1)^3 \int_{r_{\min}}^{r_{\max}} r_g^2 \cdot \varphi(r_g) dr_g} + \\ + \frac{3 \cdot r_g^2(t) (T_g - T_2) \cdot K_{T_2}}{(r_g(t) - r_1)^3 \cdot \rho_2 \cdot c_2} - \frac{Q}{\frac{4}{3} \pi (r_g - r_1)^3 \cdot \rho_2 \cdot c_2}, \end{aligned} \quad (57)$$

$$\text{где } Q = \begin{cases} 0, & \text{если } T_2 \leq T_{\text{кип}} \\ 4\pi \cdot r_1^2 \cdot \rho_2 \cdot \mu \cdot \frac{dr}{dt}, & \text{при } T_2 > T_{\text{кип}} \end{cases}$$

где ρ_2 , c_2 , T_{F_G} – соответственно плотность, концентрация и температура суспензии; T_g – температура внутри слоя; $T_{\text{кип}}$ – температура кипения; μ – удельная теплота парообразования; $\frac{dr}{dt}$ – правая часть уравнения (53).

Линейное уравнение (54) и систему дифференциальных уравнений (55)–(56) необходимо решать при следующих начальных условиях:

$$\begin{cases} r(0) = r_1 \\ T_1(0) = T_{1,0} = 20^\circ \text{C} \\ T_2(0) = T_{2,0} = 70^\circ \text{C} \end{cases} \quad (58)$$

Будем считать, что коэффициенты K_{T_1} , K_{T_2} и $K_m(P^* - P)$ мало изменяются в процессе и могут быть найдены в результате параметрической идентификации математической модели на основе экспериментальных данных.

Расчет экономических показателей производится по специальным уравнениям, позволяющим осуществлять подсчет капитальных, эксплуатационных и приведенных затрат для всех технологических единиц и всего процесса.

В данной работе описаны также основные компоненты информационной системы, предназначенной для экономической оптимизации данного биотехнологического процесса на основе методов математического моделирования, и приведены результаты оптимизации, являющиеся ноу-хау авторов.

ЛИТЕРАТУРА

1. Арзамасцев А.А. // Дис. ... канд. техн. наук. Тамбов: Тамбов. ин-т хим. машиностроения, 1984. 298 с.
2. Арзамасцев А.А. // Дис. ... д-ра техн. наук. Тамбов: Тамбов. гос. техн. ун-т, 1998. 389 с.
3. Гилл Ф., Мюррей У., Райт М. Практическая оптимизация. М.: Мир, 1985. 509 с.
4. Цирлин А.М. Оптимальное управление технологическими процессами. М.: Энергоатомиздат, 1986. 400 с.
5. Арзамасцев А.А., Дудаков В.П. Компьютерное моделирование и исследование процесса термофлотационного разделения микробных суспензий // Вестник Тамбовского университета. Серия Естественные и технические науки. Тамбов, 1996. Т. 2. Вып. 2. С. 94-96.
6. Арзамасцев А.А., Дудаков В.П., Рудобаица С.П. Модель роста газовых пузырьков в процессе флотации // Журнал прикладной химии. 2000. Т. 73. Вып. 1. С. 100-102.
7. Рамм В.М. Абсорбция газов. М.: Химия, 1976. 654 с.
8. Арзамасцев А.А. Термофлотационное разделение микробных суспензий // Ферментная и спиртовая пром-сть. 1984. № 5. С. 37-41.
9. Arzamastsev A. The mathematical model of the bacterial biomass thermoflotation process // Preprints of the 6th International Conference on Computer Application in Biotechnology (IFAC), Garmisch-Partenkirchen, Germany, May 14-17 1995. P. 278-281.

Поступила в редакцию 22 ноября 2010 г.

Arzamastsev A.A., Plotnikova Yu.V. Optimization of biotechnological process of utilization of wastes of ethanol on the base of mathematical modeling

By means of mathematical modeling methods a new economic technology for wastes utilization of ethanol used for practical means is developed. In work the main components of information system devoted for economic optimization of the given biotechnological process based on the methods of mathematic modeling are described and the optimization results which are new from the authors are given.

Key words: mathematical modeling; information system; biotechnological process; wastes utilization of ethanol.