

а в аппаратах оно в 20–40 раз больше. Достижение заданной величины масштабирования при переходе к аппаратам разного объема обеспечивает создание одинаковых условий проведения процесса (наличие застойных зон, выход целевого продукта и др.).

Время полного перемешивания в культиваторах возрастает пропорционально объему $0,3 V^{0,3}$. Зависимость между $\tau_{i,\infty}$ и удельной мощностью $N_{\text{уд}}$, затрачиваемой на перемешивание, выражается степенной зависимостью $0,37 N_{\text{уд}}^{-0,37}$. Так, в рамках работы рассматривается тот факт, что достижение небольших $\tau_{i,\infty}$ в аппаратах большой вместимости, оснащенных общепринятыми перемешивающими устройствами, повлечет за собой большую неравномерность поля распределения энергии по объему аппарата и усиление фактора воздействия на микроорганизмы в зоне мешалки. В связи с этим моделируются различные гидродинамические обстановки в ферментаторе и ее влияние на интенсивность массообмена и на физиологическое состояние популяции микроорганизмов.

Математическая модель перемешивания в ферментаторах различной вместимости позволит проводить параметрические исследования, направленные на оптимизацию процессов ферментации, существенно сократить сроки исследований.

Численное моделирование процесса перемешивания среды в аппарате глубинного культивирования

*И.Н. Павлов, Н.В. Павлова, С.К. Миллер
БТИ АлтГТУ, г. Бийск*

Сложность математического описания происходящих процессов при глубинном культивировании микроорганизмов затрудняет разработку строгой математической модели ферментатора. Создание модели позволит с наименьшими затратами производить расчеты оптимальных промышленных аппаратов. В настоящее время установлены основные закономерности, характеризующие процессы механического перемешивания жидких сред при помощи различных видов мешалок, позволяющие наметить оптимальные условия работы ферментаторов. Это, в свою очередь, позволяет переходить от формальной аппроксимации экспериментальных характеристик работы аппаратов глубинного культивирования к математическому моделированию, учитывающему гидродинамические и кинетические закономерности процесса.

На основе такого подхода возможно использование математической модели и проведение численного моделирования процесса перемешивания ферментационной среды в ферментаторах различной вместимости. В рассматриваемой модели движение жидкости в объеме аппарата при перемешивании описывается при помощи системы уравнений, где основными переменными служат функция тока и напряженность вихря. Совместно с принимаемыми граничными условиями и основными допущениями произведено решение дифференциальных уравнений конечно-разностным методом с нахождением траекторий движения потоков среды в ферментаторе. Разработанный расчетный алгоритм и программные средства позволяют судить о структуре течения потоков ферментационной среды в объеме ферментатора при изменении рабочих характеристик ферментатора в период его работы. В то же время модель позволяет уточнить характер протекающих процессов, выделить явления, оказывающие на рабочий процесс наибольшее влияние, снизить уровень неопределенности по ряду исходных данных.

Разрешимость задачи о взаимопроникающем движении двух жидкостей

А.А. Папин, И.Г. Ахмерова
 АлтГУ, г. Барнаул

В докладе рассматриваются вопросы корректности задачи о взаимопроникающем движении двух вязких жидкостей и задачи о движении газожидкостного слоя [1, 2, 3].

Задача 1 [4]. В области $Q_T = (0,1) \times [0,T]$ требуется найти функции s_i, v_i, p_i, θ , удовлетворяющие следующей системе уравнений и условиям:

$$\rho_{it} + (\rho_i v_i)_x = 0, \quad \rho_i (v_{it} + v_i v_{ix}) = (s_i \sigma_i)_x + F_i, \quad \sum_{i=1}^2 \rho_i c_i (\theta_t + v_i \theta_x) = (\lambda \theta_x)_x,$$

$$\sigma_i = -p_i + \mu_i \frac{\partial v_i}{\partial x}, \quad F_i = p_i \frac{\partial s_i}{\partial x} + \varphi_i + \rho_i g, \quad p_1 - p_2 = p_c(s_1, \theta),$$

$$v_i|_{\partial Q_T} = 0, \quad v_i|_{t=0} = v_i^o(x), \quad s_1|_{t=0} = s^o(x).$$

Здесь v_i – скорость i -ой фазы ($i=1,2$); ρ_i – приведенная плотность, связанная с истинной плотностью ρ_i^o и объемной концентрацией s_i соотношениями $\rho_i = s_i \rho_i^o$, $s_1 + s_2 = 1$; p_i – давление, μ_i – коэф-