

УДК 663.14.033.8

Оценка массообменных характеристик при проектировании биосорбционных аппаратов для микробиологической промышленности

А.В. СИВЕНКОВ, Ю.Н. ГУЛЯЕВА, А.Г. НОВОСЕЛОВ
СПбГУН и ПТ

The evaluation of mass exchange characteristics during designing of bioabsorption apparatuses is given and also of the equation for the determination of the maximum value of the mass transfer coefficient, on the basis of which it can be possible to choose the design of the fermenter.

Для проведения любого биосорбционного процесса, т.е. процесса растворения газа в жидкости, в которой присутствуют живые микроорганизмы, активно потребляющие растворенный газ, разработано много различных аппаратов [1, 5]. Выбор той или иной конструкции или разработка новой для конкретного технологического процесса – сложная задача.

При аэробном культивировании хлебопекарных дрожжей воздушно-проточным способом процесс начинается с подачи газовой фазы (воздуха) в ферментатор.

Необходимость подачи воздуха обусловлена тем, что в присутствии растворенного кислорода жизнедеятельность клеток рода *Saccharomyces cerevisiae*, которые являются факультативными аэробами, направлена на увеличение популяции.

В связи с этим возникают две взаимосвязанные задачи: первая – оценка подачи требуемого количества кислорода в аппарат и вторая – эффективное диспергирование поданной газовой фазы и равномерное ее распределение по всему объему ферментатора. Решение первой задачи тесно связано с предполагаемым технологическим режимом культивирования, физиологическими особенностями микроорганизмов данного рода и штамма, и в первую очередь потребностью клеток в растворенном кислороде. Решение второй задачи определяется во многом гидродинамическими процессами, которые обусловлены конструкцией ферментатора, величиной подводимой энергии к культуральной жидкости и ее физическими свойствами. Очевидно, что скорость переноса кислорода из газовой фазы (M_p) в жидкостную, как минимум, должна равняться скорости потребления растворенного в жидкости кислорода клетками (M_n), т.е. должен соблюдаться баланс массовых расходов

$$M_p = M_n. \quad (1)$$

Скорость переноса кислорода из газовой фазы в куль-

туральную жидкость обычно определяют по основному уравнению массопередачи, которое для труднорастворимых газов имеет следующий вид:

$$M_p = \beta_{\text{ж}} F (C^* - C_p). \quad (2)$$

Оценить поверхность контакта фаз F в случае, когда газовая фаза диспергирована в жидкости в виде пузырьков, чрезвычайно сложно, поэтому уравнение (2) приводят к следующему выражению:

$$M_p = \beta_{\text{ж}} a V_{\text{см}} (C^* - C_p), \quad (3)$$

где $\beta_{\text{ж}}$ – поверхностный коэффициент массоотдачи кислорода в жидкостной фазе, м/с;

a – удельная поверхность контакта фаз, $a = F/V_{\text{см}}$, м²/м³;

$V_{\text{см}}$ – объем газожидкостной смеси в рабочем объеме ферментатора, м³;

C^* – равновесная концентрация кислорода в жидкости, кг О₂/м³;

C_p – требуемая рабочая концентрация кислорода в жидкости, кг О₂/м³.

Скорость потребления растворенного кислорода клетками микроорганизмов определяется по уравнению [3]:

$$M_n = r X V_{\text{ж}}, \quad (4)$$

где r – дыхательная активность или скорость потребления растворенного кислорода единицей биомассы, кг О₂/(кгД·ч);

X – концентрация биомассы в объеме культуральной жидкости $V_{\text{ж}}$, кгД/м³.

В работе [2] отмечается, что уравнение (4) используется для определения скорости потребления кислорода при непрерывном способе культивирования микроорганизмов. В периодических процессах наиболее простое решение может быть получено при допущении, что $r = \text{const}$, а зависимость концентрации дрожжей X от времени τ подчиняется уравнению экспоненциального роста. Оба эти допущения справедливы для

небольшого отрезка времени периодического процесса культивирования.

Зависимости, более близкие к экспериментальным данным, позволяют получить модель, основанную на предположении, что потребление кислорода клетками при культивировании зависит как от концентрации микроорганизмов в культуральной жидкости, так и от удельной скорости роста клеток μ , а зависимость $X = f(\tau)$ подчиняется уравнению логистической кривой [2].

В этом случае уравнение (4) записывается в следующем виде:

$$M_n = A X V_{\text{ж}} + B V_{\text{ж}} dX/d\tau, \quad (5)$$

где A – коэффициент, характеризующий потребность клеток в кислороде для поддержания их жизнедеятельности, кг O_2 /(кгД·ч);

B – коэффициент, учитывающий клеточную потребность в кислороде для образования новых клеток, кг O_2 /кгД.

Подставляя уравнения (3) и (5) в уравнение (1), получим следующее соотношение:

$$\beta_{\text{ж}} a V_{\text{см}} (C^* - C_p) = A X V_{\text{ж}} + B V_{\text{ж}} dX/d\tau. \quad (6)$$

Учитывая, что при проектировании ферментаторов стремятся обеспечить равномерное распределение газовой фазы и клеток в соответствующих объемах, уравнение (6) целесообразно записать в виде равенства удельных массовых скоростей, исключив тем самым $V_{\text{см}}$ и $V_{\text{ж}}$, т.е.

$$\beta_{\text{ж}} a (C^* - C_p) = AX + BdX/d\tau. \quad (7)$$

Решение уравнения (7) относительно произведения $\beta_{\text{ж}} a$ дает следующее выражение:

$$\beta_{\text{ж}} a = (AY + BZ)/(C^* - C_p), \quad (8)$$

где

$$Y = (X_n X_k) / [X_n + (X_k - X_n) e^{-\mu\tau}], \quad (9)$$

$$Z = [\mu X_n X_k (X_k - X_n)] / [X_n^2 e^{\mu\tau} + 2X_n (X_k - X_n) + (X_k - X_n)^2 e^{-\mu\tau}], \quad (10)$$

X_n, X_k – начальная и конечная концентрации за время культивирования τ ;

μ – заданная удельная скорость роста клеток.

Уравнение (8) позволяет оценить требуемые массообменные характеристики ферментатора, которыми должна обладать та или иная его конструкция, чтобы обеспечить заданную технологами удельную скорость роста биомассы при заданной начальной концентрации и требуемой конечной концентрации биомассы в течение заданного времени τ .

Известно [6], что все технологические режимы периодического процесса культивирования хлебопекарных дрожжей рассчитываются с учетом почасового изме-

нения состояния культуральной среды. Это обусловлено необходимостью контроля за процессом культивирования и изменением подачи питательных и ростовых веществ, а также воздуха в аппарат. Количество клеток в рабочем объеме аппарата постоянно возрастает, поэтому необходима постоянная корректировка расходных параметров, как правило, в сторону увеличения. С учетом почасовой разбивки процесса культивирования уравнения (9) и (10) можно упростить, исключив из них τ , так как $\tau = 1$ ч, и вести расчет по уравнениям, представленным ниже:

$$Y = (X_n X_k) / [X_n + (X_k - X_n) e^{-\mu}]; \quad (11)$$

$$Z = [\mu X_n X_k (X_k - X_n)] / [X_n^2 e^{\mu} + 2X_n (X_k - X_n) + (X_k - X_n)^2 e^{-\mu}]. \quad (12)$$

Таким образом, если почасовой технологический режим культивирования известен, то по уравнениям (8), (11) и (12) можно определить требуемые массообменные характеристики ферментатора на каждый час предполагаемого процесса культивирования. При анализе этих уравнений видно, что значение требуемого объемного коэффициента массоотдачи $\beta_v = \beta_{\text{ж}} a$ при расчете ферментаторов зависит не только от физических свойств культуральной жидкости, гидродинамического процесса в аппарате и внешних условий, а именно температуры и давления, но и от биомассы в культуральной жидкости и удельной скорости роста микроорганизмов μ .

Последний параметр, в свою очередь, во многом зависит от концентрации субстрата и его качества, от pH культуральной жидкости и целого ряда технологических параметров, обеспечивающих оптимальные условия проведения процесса культивирования. Оценка значения μ для конкретного режима культивирования – технологическая задача, но при этом необходимо учитывать, что не должно быть лимитирования скорости роста клеток из-за недостатка растворенного кислорода. Иными словами, технологические расчеты базируются на условии достаточной подачи кислорода к клеткам во всем объеме ферментатора, а их обоснованность и эффективность определяются высоким значением экономического коэффициента (выход биомассы) B , который равен отношению выращенной биомассы к потребленному клетками субстрату.

Определив значения требуемого объемного коэффициента массоотдачи на каждый час рассчитываемого технологического режима, для дальнейших расчетов ферментатора принимаем максимальное значение β_v . Именно это значение определяет массообменные характеристики ферментатора, конструкцию которого необходимо выбрать и рассчитать.

Кроме того, конструкция ферментатора должна обеспечить требуемую рабочую концентрацию кислорода в культуральной жидкости C_p . Этот параметр во многом определяет успешное проведение культивирования хлебопекарных дрожжей. Низкое значение C_p (для хлебопекарных дрожжей $C_p \leq 0,2$ мг/л) приводит к прекращению размножения клеток. Согласно последним данным при концентрации растворенного кислорода $C_p \geq 0,6$ мг/л лимитирования скорости роста биомассы не происходит, поэтому это значение C_p можно принять за постоянную в уравнении (8).

Другим параметром, входящим в это уравнение и характеризующим движущую силу процесса массообмена, является равновесная концентрация кислорода на поверхности контакта газовой и жидкостной фаз C^* . Определение этого параметра представляет некоторую сложность, так как C^* зависит не только от температуры и давления газовой фазы, но и от состава жидкостной фазы, в нашем случае – от состава культуральной жидкости.

Культуральная жидкость в технологическом процессе выращивания хлебопекарных дрожжей представляет собой многокомпонентный водный раствор мелас-сы, питательных солей и ростовых веществ. В процессе культивирования ее состав постоянно меняется, что обусловлено непрерывным потреблением содержащихся в них целевых компонентов клетками и выделением ими продуктов метаболизма, а также различными добавками в культуральную жидкость, которые регулируют ее кислотность и пенообразование. По этой причине точный количественный и качественный состав жидкостной фазы на определенный час культивирования неизвестен, а поэтому неизвестно и точное значение равновесной концентрации кислорода на поверхности контакта фаз.

Ориентировочные значения C^* , полученные из закона Генри, которые обычно принимают в расчетах, базируются на данных о растворимости кислорода воздуха в воде в зависимости от температуры и давления. Такая оценка C^* предполагает его постоянное значение при постоянных температуре и давлении газовой фазы в процессе массообмена, а значит, и в течение всего процесса культивирования. В реальной ситуации резонно допустить, что C^* будет уменьшаться не только из-за увеличения концентрации субстрата, но и в связи с постоянным повышением концентрации клеток микроорганизмов.

Влияние «эффекта стесненности» на рост микроорганизмов отмечено в работах [3, 4], но четкого объяснения причин его появления не дано. Предполагалось,

что одной из них является увеличение конкурентной борьбы клеток за субстрат. Это становится возможным при недостаточной подаче питательных веществ и высокой концентрации биомассы. Однако потребность микроорганизмов в питательных веществах изучена достаточно точно и подача питания сбалансирована с его потреблением, поэтому можно предположить, что одной из главных причин, приводящей к снижению скорости роста клеток, является снижение равновесной концентрации кислорода при повышении концентрации клеток в культуральной жидкости. В работе [7] это предположение нашло экспериментальное подтверждение. При увеличении концентрации биомассы примерно в 17 раз величина C^* уменьшилась на 16 %. При этом коэффициент молекулярной диффузии кислорода D снизился на 33 %. Эти отклонения от ориентированных на воду значений C^* и D , принимаемых в массообменных расчетах, неизбежно приводят к ошибкам при оценке массообменных характеристик той ли иной конструкции ферментатора.

С учетом этого по уравнению (8) можно определить требуемое максимальное значение объемного коэффициента массоотдачи β_v , которым должен обладать проектируемый ферментатор. Основываясь на этом значении, можно выбрать конструкцию ферментатора, так как для большинства из них ориентировочные значения β_v известны [1, 5].

Список литературы

1. Виестур У.Э., Кузнецов А.М., Савенков В.В. Системы ферментации. – Рига: Зинантне, 1986.
2. Гапонов К.П. Процессы и аппараты микробиологических производств. – М.: Легкая и пищевая промышленность, 1981.
3. Иерусалимский Н.Д. Биохимические основы регуляции скорости роста микроорганизмов // Изв. АН СССР, 1967, № 3.
4. Малек И., Фенцль З. Непрерывное культивирование микроорганизмов. – М., 1968.
5. Новоселов А.Г., Тишин В.Б., Гуляева Ю.Н. Повышение эффективности промышленных ферментаторов. – М.: Вестник МАХ, 1998, СПГАХТ, вып. 1.
6. Палагина Н.К. Методическое руководство к расчету технологических режимов дрожжевого производства. – М.: ВНИИХП, 1977.
7. Ho C, Ju L-Kw. Effects of microorganisms on effective oxygen diffusion coefficients and solubilities in fermentation media. – Biotechnology and bioengineering, 1988, v.32.