



На правах рукописи

АРХИПОВ МИХАИЛ ЮРЬЕВИЧ

**РАЗРАБОТКА КОМБИНИРОВАННОЙ СИСТЕМЫ
ПЕРЕМЕШИВАНИЯ ДЛЯ КУЛЬТИВИРОВАНИЯ
АЭРОБНЫХ МИЦЕЛИАЛЬНЫХ МИКРООРГАНИЗМОВ**

03.00.23 - Биотехнология

АВТОРЕФЕРАТ
диссертации на соискание ученой степени
кандидата технических наук

Москва 2005

Работа выполнена в Московском государственном университете инженерной экологии.

Научный руководитель:

доктор технических наук,
профессор Бирюков В.В.

Официальные оппоненты:

доктор технических наук,
профессор Винаров А. Ю.

доктор биологических наук,
профессор Рубан Е.А.

Ведущая организация: Федеральное Государственное Унитарное Предприятие «Государственный Научный Центр по Антибиотикам»

Защита состоится «22» Ноября 2005 г. в 10³⁰ часов на заседании диссертационного совета ДМ 212.204.13 в Российском химико-технологическом университете им. Д.И. Менделеева (125047, Москва, Миусская пл., д.9), в ауд. 443.

С диссертацией можно ознакомиться в Информационно-библиотечном центре РХТУ им. Д.И. Менделеева.

Автореферат разослан «18» Октября 2005 г.

Ученый секретарь

диссертационного совета ДМ 212.204.13,

кандидат технических наук

И.Шакир

И.В. Шакир

2006-4
19015

2192996

ОБЩАЯ ХАРАКТЕРИСТИКА РАБОТЫ

Актуальность темы

Во многих промышленных биотехнологических процессах в качестве продуцентов используются мицелиальные микроорганизмы (грибы и актиномицеты), для которых характерно образование высоковязких ферментационных жидкостей. Такие процессы обычно оснащаются системами перемешивания, состоящими из нескольких ярусов турбинных мешалок.

Характерной особенностью функционирования таких систем перемешивания в условиях повышенной вязкости ферментационных жидкостей является неоднородность распределения растворенного кислорода на микро- и макроуровне. Эта неоднородность приводит к снижению эффективности процесса ферментации и повышению энергозатрат.

В связи с изложенным разработка путей интенсификации перемешивания для процессов с ферментационными средами высокой вязкости является актуальной научно-технической проблемой.

Цель работы

Целью работы является увеличение эффективности работы перемешивающего устройства в процессах культивирования аэробных мицелиальных микроорганизмов.

Основные задачи

- Теоретический анализ распределения концентрации растворенного кислорода на микроуровне – в неперемешиваемых микрообъемах культуральной жидкости;
- Анализ динамики изменения профиля кислорода на микроуровне в условиях циркуляционных потоков жидкости;
- Получение расчетных зависимостей интегральной скорости потребления кислорода в ферментере от конструктивных и режимных характеристик аппарата;
- Формулирование принципов организации комбинированной системы перемешивания;
- Экспериментальная проверка предложенного ~~принципа~~ ^{принципа} ~~на моделевой~~ ^{на модельной} системе;

БИБЛИОТЕКА
С.Петербург
08 100

- Разработка рекомендаций по конструированию ферментационного оборудования, предназначенного для работы в условиях повышенной вязкости.

Научная новизна

- На основе теории Колмогорова проведена оценка размеров неперемешиваемых микро-объемов ферментационной жидкости (100–2500 мкм) для обычно встречающихся в практике рабочих диапазонов вязкости и диссипации энергии;

- Проведен теоретический анализ стационарного профиля распределения концентрации растворенного кислорода с учётом размеров неперемешиваемых микрообъемов культуральной жидкости для зоны интенсивного перемешивания и зоны циркуляции. Показано, что в зоне циркуляции учёт стационарного распределения концентрации кислорода на микро-уровне прогнозирует резкое (в 2÷5 и более раз) снижение интегральной скорости потребления кислорода по сравнению с максимально возможной;

- Показано, что инструментально измеряемая концентрация растворенного кислорода в вязкой культуральной жидкости не отражает средней концентрации кислорода по микрообъемам неперемешиваемых микробных агломератов и поэтому не может служить адекватной характеристикой обеспеченности культуры кислородом;

- Впервые проведен теоретический анализ динамических изменений профиля растворенного кислорода по глубине неперемешиваемых агломератов культуральной жидкости в процессе их движения по циркуляционным контурам. При этом показано, что в вязких ферментационных жидкостях средняя концентрация кислорода в неперемешиваемых микрообъемах в зоне циркуляции определяется в основном не условиями массопередачи газ-жидкость в этой зоне, а динамикой потребления кислорода, запасенного в зоне интенсивного перемешивания и массообмена. В результате этого средняя концентрация кислорода в отдельно взятом микрообъеме культуральной жидкости претерпевает пилообразные колебания во времени;

- Проведен теоретический анализ интегральной скорости потребления кислорода в аппарате с циркуляционным контуром и зоной интенсивного массообмена и получено аналитическое выражение, связывающее этот

показатель с временами пребывания жидкости в зоне циркуляции и в зоне интенсивного массообмена, а также с коэффициентами массопередачи газ-жидкость в этих зонах;

- На основе полученных результатов теоретического анализа сформулированы предложения о принципах функционирования комбинированной системы перемешивания, включающей зону интенсивного перемешивания и массообмена с радиальной мешалкой и зону циркуляции с осевыми мешалками;

- Проведена экспериментальная проверка предложенного принципа перемешивания на макетной установке с раствором сульфита натрия и карбоксиметилцеллюлозы (КМЦ) в качестве модельной жидкости. Показана возможность существенного снижения энергозатрат на перемешивание в сравнении с традиционной системой с турбинными мешалками для достижения равной скорости окисления сульфита натрия.

Практическая ценность

- Обоснована теоретически и подтверждена практически возможность интенсификации массопередачи в вязкой неиньютоновской жидкости за счет замены базовой радиальной системы перемешивания на радиально-осевую, обеспечивающую более интенсивную циркуляцию.

- Получены экспериментальные данные, подтверждающие увеличение интенсивности массопередачи и снижение энергетических затрат на перемешивание за счет модернизации системы перемешивания в вязкой жидкости.

- Предложены рекомендации для конструирования ферментеров, используемых для культивирования микроорганизмов мицелиального типа.

Апробация работы

Результаты работы докладывались:

- на Международной конференции молодых ученых «Химия и биотехнология пищевых веществ. Экологически безопасные технологии на основе возобновляемых природных ресурсов», посвященной памяти М.Н. Манакова, в г. Москва, РХТУ им. Д.И. Менделеева, 2000 г.;

- на VII международном симпозиуме молодых ученых, аспирантов и студентов «Техника и технология экологически чистых производств», в г. Москва, Кафедра ЮНЕСКО МГУИЭ, 2003 г.

Публикации

По теме диссертации опубликовано 6 печатных работ.

Структура и объем работы

Диссертационная работа состоит из введения, четырех глав с выводами, заключения, списка обозначений и списка литературы. Диссертация изложена на 170 страницах, в том числе 150 страниц основного текста, 60 рисунков, 20 таблиц. Список литературы содержит 150 источников.

ОСНОВНОЕ СОДЕРЖАНИЕ РАБОТЫ

Во введении обоснована актуальность темы, сформулированы цель исследования, научная новизна и практическая ценность полученных результатов, указан личный вклад соискателя.

1. ЛИТЕРАТУРНЫЙ ОБЗОР

В обзоре представлен анализ литературы по механизмам влияния аэрации – перемешивания на эффективность процессов ферментации, методам определения коэффициента массопередачи по кислороду K_{La} , расчета мощности, расходуемой на перемешивание в трехфазных системах для различных конструкций мешалок, определению газосодержания при различных условиях аэрации и перемешивания.

Рассмотрены вопросы кавитации, основные направления конструктивного оформления ферментационного оборудования.

На основе проведенного анализа сформулированы цели и задачи диссертационной работы.

2. ТЕОРЕТИЧЕСКИЙ АНАЛИЗ ПОТРЕБЛЕНИЯ КИСЛОРОДА МИКРООРГАНИЗМАМИ В АППАРАТЕ С ПЕРЕМЕШИВАНИЕМ

Сформулированы основные предпосылки для теоретического анализа условий снабжения кислородом культур микроорганизмов. Приняты традиционные допущения для массопередачи кислорода газ-жидкость, в которых определяющим параметром является коэффициент массопередачи K_{La} , зависящий от величины газосодержания в культуральной жидкости при различных условиях аэрации и перемешивания.

Массопередача кислорода на микроуровне из жидкости в твердое тело (Ж-Т) для отдельных гиф микроорганизмов, как показано в более ранних работах, протекает при отсутствии существенных градиентов

концентрации кислорода на границе Ж-Т, что также является традиционным допущением.

Особенностью физической модели транспорта кислорода в вязких жидкостях является распределение кислорода в неперемешиваемых микрообъемах культуральной жидкости.

Неперемешиваемые микрообъемы культуральной жидкости

Принято, что в условиях повышенной вязкости даже при высоких степенях диссипации энергии микроперемешивание культуральной жидкости существенно отличается от идеального. Жидкость, содержащая растворенные компоненты питательной среды, нерастворенные частицы (мука), микроорганизмы и их микроколонии, не перемешивается до молекулярного уровня или даже до уровня отдельных клеток или их микроколоний. В соответствии с теорией Данквертса перемешивание происходит до размеров, соизмеримых с наименьшим масштабом турбулентных пульсаций, определяемым по соотношению Колмогорова. В результате рабочий объем аппарата распадается на множество сегрегированных неперемешиваемых объемов жидкости, функционирующих как отдельные биореакторы – агломераты. Снабжение кислородом клеток микробов, находящихся внутри агломерата, происходит через внешнюю поверхность агломерата. Размеры агломератов больше размеров отдельных клеток или микроколоний, или жестких сцеплений микроколоний. В принципе такого рода агломераты – неперемешиваемые объемы жидкости – существуют в любой, особенно вязкой, жидкости («жидкие частицы» по Данквертсу).

Проведены расчеты ориентировочных значений наименьшего масштаба турбулентных пульсаций согласно теории Колмогорова для диапазона наиболее часто встречающихся в практике значений вязкости μ (1÷1000 сП) и диссипации энергии ε (0,1÷30 Вт/л). Результаты показывают, что размеры микробных агломератов в невязких жидкостях даже при низких значениях диссипации энергии очень малы – в пределах 10÷50 мкм. В то же время для вязких жидкостей и малых значений диссипации энергии их размеры достигают 1000 мкм и более.

Распределение концентрации кислорода по глубине единичного микробного агломерата и оценка условий фактической обеспеченности микроорганизмов кислородом

Для оценки степени обеспеченности кислородом неперемешиваемых объемов культуральной жидкости (микробных агломератов) приняты допущения о сферической форме микробного агломерата радиусом R (рис. 1). Текущая концентрация кислорода C для любого значения радиуса r от центра агломерата в стационарном состоянии определяется дифференциальным уравнением (01)

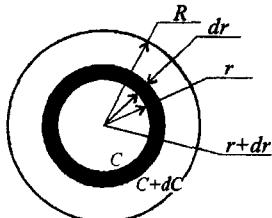


Рис. 1

$$D \cdot \left(\frac{d^2 C}{dr^2} + \frac{2}{r} \frac{dC}{dr} \right) = Q \quad (01)$$

Потребление кислорода микроорганизмами (правая часть уравнения) принято по уравнению Михаэлиса-Ментен. Границными условиями при этом приняты

$$C = C_R \text{ при } r = R \text{ и } \frac{dC}{dr} = 0 \text{ при } r = 0 \quad (02)$$

Интегральная скорость потребления кислорода агломератом \bar{Q} с учетом различных концентраций кислорода по глубине агломерата может быть определена путем интегрирования

$$\bar{Q} = \frac{\int_0^R \frac{Q_m \cdot C(r)}{K_c + C(r)} 4\pi r^2 dr}{\frac{4}{3} \cdot \pi \cdot R^3} \quad (03)$$

Здесь R – радиус агломерата; C_R – концентрация растворенного кислорода в жидкости (на поверхности агломерата); D_c – коэффициент диффузии кислорода; K_c – константа Михаэлиса по кислороду; $C(r)$ – текущая концентрация кислорода при расстоянии от центра агломерата r .

Относительная скорость $\bar{Q}_{отн}$ потребления кислорода агломератом показывает степень фактической обеспеченности микроорганизмов кислородом и определяется из выражения

$$\bar{Q}_{отн} = \frac{\bar{Q}}{Q_m} \quad (04)$$

Получены значения относительной скорости потребления кислорода при различных радиусах агломерата и различных по максимальной скорости

потребления кислорода Q_m культур для практически возможных значений R и Q_m при $K_c = 1,46 \cdot 10^{-6}$ мгО₂/мг и $D_C = 1,9 \cdot 10^{-5}$ см²/с, $C_R = 0,007$ мг/мл. Данные показывают, что увеличение размеров микробных агломератов существенно снижает относительную скорость потребления кислорода, особенно для потенциально более интенсивно потребляющих кислород культур, т.е. таких, которые наиболее нуждаются в кислороде.

Реально измеряемые в промышленных аппаратах интенсивности дыхания культуры не отличаются столь значительно от интенсивности дыхания той же культуры, взятой в идеальных условиях (при уменьшенной концентрации микроорганизмов и улучшенных условиях аэрации-перемешивания). Причиной, на наш взгляд, является неправомерность использования расчетов интегральной интенсивности дыхания агломератов, исходя из *стационарного* распределения кислорода по глубине агломерата.

Динамика изменения профиля концентрации кислорода в агломератах

Для расчета изменения профиля кислорода в агломератах в динамике уравнение (01) преобразовано к уравнению в частных производных

$$D \left(\frac{\partial^2 C}{\partial r^2} + \frac{2}{r} \frac{\partial C}{\partial r} \right) - \frac{\partial C}{\partial t} = \frac{Q_m C}{K_c + C} \quad (05)$$

Здесь t – текущее время.

Границные условия при этом будут различны в зоне интенсивного перемешивания (вблизи мешалки) и в остальном объеме аппарата.

В зоне мешалки:

$$\begin{aligned} C &= 0 \text{ при } 0 \leq r < R, \text{ при } t = 0; \\ C &= C^* \text{ при } r = R, \text{ при любых } t; \\ \frac{\partial C}{\partial r} &= 0 \text{ при } r = 0 \text{ при любых } t. \end{aligned} \quad (06)$$

В остальном объеме аппарата:

$$\begin{aligned} C &= C^* \text{ при } t = 0 \text{ для любых } r (0 \leq r < R_2); \\ C &= C^* \text{ при } r = R_2 \text{ при любых } t (0 \leq t < \infty); \\ \frac{\partial C}{\partial r} &= 0 \text{ при } r = 0 \text{ при любых } t. \end{aligned} \quad (07)$$

Принято, что размеры агломератов различны для зоны интенсивного перемешивания (R_1) и в остальном объеме аппарата (R_2).

Уравнение (05) с граничными условиями (06) и (07) решали путем численного дифференцирования в конечных разностях.

В примере расчета учтено, что размеры агломератов в зоне мешалки ($R_1=10 \text{ мкм}$) меньше, чем в остальном объеме аппарата ($R_2 = 200 \text{ мкм}$). Для сравнительного расчета использованы значения $K_C = 1,46 \cdot 10^{-6} \text{ мгO}_2/\text{мг}$, $D_C = 1,9 \cdot 10^{-5} \text{ см}^2/\text{с}$ и $Q_m = 0,000112 \text{ мгO}_2/\text{мг}_{\text{мик}} \cdot \text{с}$.

Для агломератов центральной зоны на рис. 2 представлена динамика насыщения агломерата кислородом. В таком агломерате нулевая концентрация кислорода повышается до максимальной всего за $0,025 \text{ с}$, что соизмеримо с временем пребывания жидкости в этой зоне.

Для агломератов в остальной части аппарата (рис. 3), наоборот, происходит снижение концентрации от максимально достигнутой в зоне перемешивания практически до нуля в центральной части агломерата за 3-6 секунд. При этом предполагается, что все это время на поверхности агломерата сохраняется максимальная концентрация кислорода C^* .

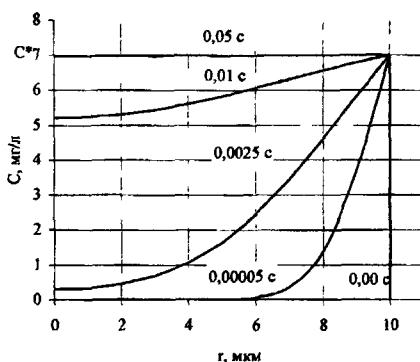


Рис.2.

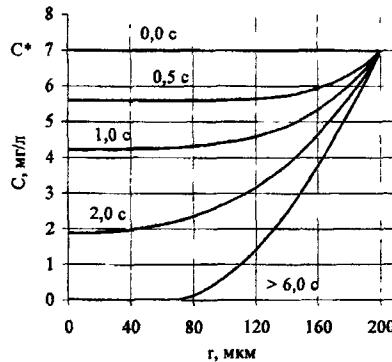


Рис.3.

Концепция комбинированной системы перемешивания

Из проведенного анализа следует, что в зоне циркуляции, где нет существенной турбулизации потока и размеры агломератов велики, дополнительный массообмен лишь частично обеспечивает агломераты кислородом с поверхности, оставляя нетронутой основную массу

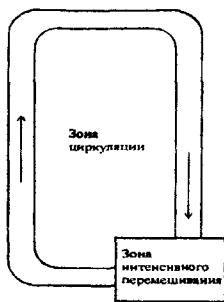


Рис.4.

жидкости в агломерате. В то же время в ней происходит интенсивное потребление кислорода, запасенного в зоне мешалки, что приводит к возможности кислородного голодания культуры. Рабочий объем аппарата для культивирования микроорганизмов целесообразно организовать в виде одного или нескольких циркуляционных контуров, схематически представленного на рис. 4.

На рис. 5 представлен временной профиль изменения концентрации жидкости по циркуляционному контуру, имеющий пилообразный характер. На этом графике представлена средняя концентрация кислорода по агломератам. В верхней части рисунка представлено схематическое изображение микроструктуры потока, состоящего из неперемешиваемых агломератов жидкости, и его циклическое разбиение на более мелкие агломераты с последующим воссозданием до исходных размеров в зоне циркуляции.

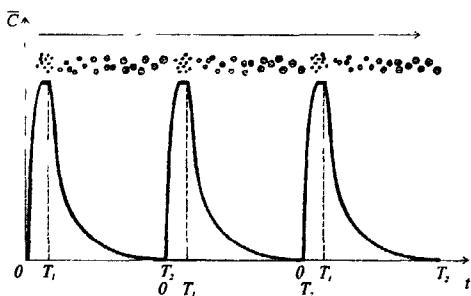


Рис. 5.

На графике T_1 - время пребывания в зоне перемешивания,

а T_2 - время пребывания в полном цикле циркуляции, включая зону перемешивания.

Используя уравнение в конечных разностях, было рассчитано снижение общей скорости потребления кислорода \bar{Q}_{omn} в зависимости от времени циркуляции и размера агломерата (рис.6). Величина средней относительной скорости потребления кислорода единичным агломератом рассчитывалась по уравнению:

$$\bar{Q}_{omn} = \frac{\int_0^R \int_0^R Q(C, r, t) 4\pi r^2 dr dt}{Q_m (4/3)\pi R^3 t_u} \quad (8)$$

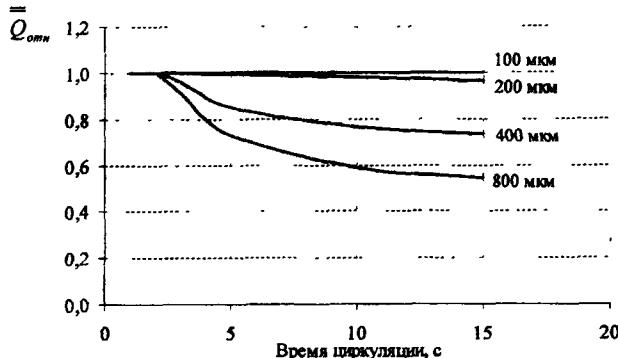


Рис.6.

Интегральная скорость потребления кислорода по всему объему аппарата

Ранее были проведены расчеты динамики изменения профиля концентрации кислорода для единичных агломератов с получением интегральной скорости \bar{Q} и относительной скорости Q_{omn} . Аналогичный прием можно использовать и для расчета интегральной скорости по всему объему аппарата с дополнительными граничными условиями для различных зон аппарата:

$$\bar{C}_1 \text{ при } t = 0 \text{ равно } \bar{C}_2 \text{ при } t = T_2 \quad (9)$$

$$\bar{C}_1 = C^* - \frac{\bar{Q}_1}{K_L a_1} \text{ при } r = R_1 \text{ для любых значений } t \quad (10)$$

$$\text{для зоны перемешивания } 0 \leq t \leq T_1, \quad (11)$$

$$\text{а для зоны циркуляции } T_1 \leq t \leq T_2 \quad (12)$$

$$\text{Время полного цикла } T = T_1 + T_2 \quad (13)$$

$$C_2 = C^* - \frac{\bar{Q}_2 \{C_2(t)\}}{K_L a_2} \text{ при } T_1 < t < T_2 \text{ и } r = R_2$$

$$\frac{\bar{Q}}{Q_m} = \frac{\int_{R_1}^{R_2} \int_0^t Q \{C(r,t)\} 4\pi r^2 dr dt}{Q_m (4/3)\pi R_1^3 \cdot T_1} + \frac{\int_{R_1}^{R_2} \int_0^T Q \{C(r,t)\} 4\pi r^2 dr dt}{Q_m (4/3)\pi R_2^3 \cdot (T_2 - T_1)} \quad (14)$$

Здесь R_1 и R_2 – радиус агломератов культуральной жидкости в зонах перемешивания и циркуляции, соответственно: T_1 – время пребывания агломерата в зоне перемешивания; T_2 – общее время пребывания

агломерата по всей длине циркуляционного цикла, включая зону перемешивания;

$K_L a_1$ и $K_L a_2$ – коэффициенты массопередачи кислорода газ-жидкость соответственно в зоне перемешивания и в зоне циркуляции.

Для упрощения расчета было решено отказаться от учета распределения кислорода в агломератах, поскольку динамика изменения кислорода агломератом в зоне циркуляции определяется в основном потреблением кислорода, запасенного агломератом в зоне интенсивного перемешивания.

В зоне интенсивного перемешивания средняя концентрация кислорода в агломератах \bar{C}_1 может быть определена из выражения:

$$K_L a_1 V_1 (C^* - \bar{C}_1) + F \bar{C}_2^K - F \bar{C}_1^K - \frac{Q_m \bar{C}_1}{K_c + \bar{C}_1} \cdot V_1 = 0, \quad (15)$$

где V_1 – объем зоны интенсивного перемешивания; F – перекачивающая способность мешалки; \bar{C}_2^K – концентрация кислорода в конце зоны циркуляции перед входом жидкости в зону интенсивного перемешивания.

Для зоны циркуляции справедливо соотношение

$$\frac{d\bar{C}_2}{dT} = K_L a_2 (C^* - \bar{C}_2) - \frac{Q_m \bar{C}_2}{K_c + \bar{C}_2}, \quad (16)$$

$$\text{При } T = 0 \quad \bar{C}_2 = \bar{C}_1 \quad (17)$$

$$\text{При } T \geq T_2 \quad \bar{C}_2 = \bar{C}_2^K = \bar{C}_1 \text{ при } t = T - T_2 \quad (18)$$

Таким образом, концентрация растворенного кислорода \bar{C}_1 в зоне интенсивного перемешивания определяется выражением:

$$C_1 = \frac{K_L a_1 \cdot V_1 C^* + F \bar{C}_2^K - Q_1 V}{K_L a_1 \cdot V_1 + F} \quad (19)$$

Интегральная скорость потребления растворенного кислорода в зоне перемешивания: и в зоне циркуляции

$$Q_1 = \frac{1}{T_1} \int_{T_0}^{T_1} \frac{Q_m \bar{C}_1}{K_c + \bar{C}_1} dT \quad (20) \quad \bar{Q}_2 = \frac{1}{T_2 - T_1} \int_{T_1}^{T_2} \frac{Q_m \bar{C}_2(T)}{K_c + \bar{C}_2(T)} dT \quad (21)$$

Суммарная скорость потребления растворенного кислорода для всего аппарата вычисляется по формуле:

$$\bar{Q} = \frac{Q_1 V_1 + Q_2 V_2}{V_1 + V_2} \quad (22)$$

Дальнейшее упрощение расчета получено за счет замены кинетического уравнения Михаэлиса – Ментен на разрывную функцию:

$$Q = \begin{cases} Q_m & \text{при } C > 0 \\ 0 & \text{при } C = 0 \end{cases} \quad (23)$$

Для концентрации растворенного кислорода в зоне интенсивного перемешивания уравнение (19) с учетом (23) превращается в уравнение (24), соответственно уравнение для C_2 принимает вид (25).

Зона перемешивания:

$$C_1 = \frac{C^* - Q_m / K_L a_1}{1 + \sqrt{K_L a_1 T_1}} \quad (24)$$

Зона циркуляции:

$$C_2 = C^* - \frac{Q_m}{K_L a_2} + \left(C_1 - C^* + \frac{Q_m}{K_L a_2} \right) \cdot e^{-K_L a_2 T} \quad (25)$$

Подставляя уравнение (24) для C_1 в формулу (25), можно найти выражение для вычисления T_0 , т.е. для критического времени циркуляции, при котором концентрация растворенного кислорода достигает нулевого значения исходя из условия: $T = T_0$ при $C_2 = 0$, (26)

$$T_0 = \frac{1}{K_L a_2} \ln \left(1 - \frac{\left(C^* - \frac{Q_m}{K_L a_1} \right)}{\left(C^* - \frac{Q_m}{K_L a_2} \right) \left(1 + \sqrt{K_L a_1 T_1} \right)} \right) \quad (27)$$

Интегральную скорость потребления можно рассчитать по упрощенной формуле, из которой видно, что интегральная скорость потребления прямо пропорциональна времени циркуляции, при котором клетки обеспечены кислородом:

$$\text{при } T_0 \geq T_2 \quad \bar{Q} \approx Q_m$$

$$\text{при } T_0 < T_2 \quad \bar{Q} = \frac{T_1 + T_0}{T_1 + T_2} Q_m \quad (28)$$

На рис. 7а,б представлены зависимости интегральной относительной скорости потребления кислорода $\bar{Q}_{\text{отн}}$ от времен пребывания T_1 и T_2 от коэффициентов массопередачи $K_L a_1$ и $K_L a_2$.

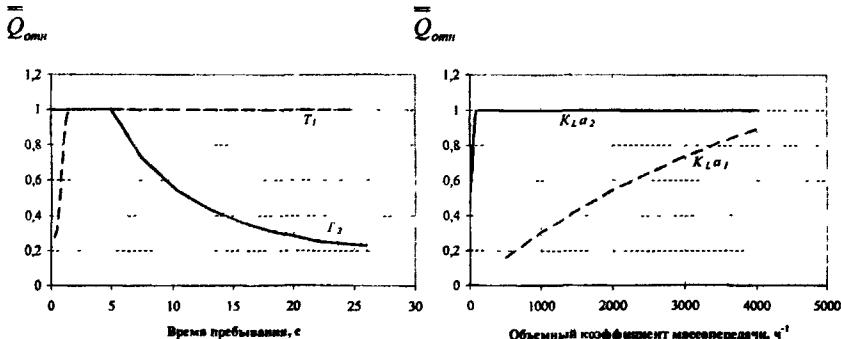


Рис. 7а

Проведенные расчеты для различных исходных параметров показывают, что снижение времени циркуляции T_2 позволяет существенно интенсифицировать скорость потребления кислорода в ферментере, что может быть достигнуто как раз с помощью комбинированной системы перемешивания.

Рис. 7б

3. ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНАЯ ПРОВЕРКА КОМБИНИРОВАННОЙ СИСТЕМЫ ПЕРЕМЕШИВАНИЯ

Эксперименты проводили в модельном аппарате пилотного масштаба вместимостью 170 л (диаметр $D=400$ мм, высота $H=1350$ мм) с соотношением $H/D=3$. Аппарат оборудован отражательными перегородками, барботером и нижней опорой вала.

Изготовлены две системы перемешивания (рис. 8а,б).

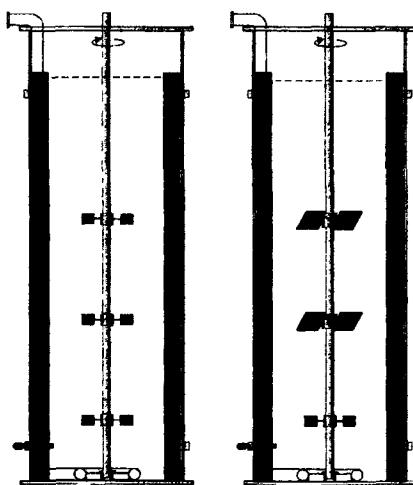


Рис. 8а

Рис. 8б

(карбоксиметилцеллюлозы).

Одна из них (8а) традиционная (радиальная) с тремя ярусами турбинных мешалок.

Вторая (8б) – радиально-осевая (комбинированная), состоящая из двух ярусов лопастных мешалок с наклонными лопастями (угол наклона 45^0) и нижнего яруса – стандартной 6-лопастной турбинной мешалки. Для моделирования реальных условий перемешивания вязкой культуральной жидкости в качестве модельной среды

использовали 2% раствор КМЦ

Для моделирования потребления кислорода в процессе ферментации в модельную среду добавляли раствор Na_2SO_3 с концентрацией 2 г/л, и раствор CuSO_4 в качестве катализатора с концентрацией 0,5 г/л. При проверке различных условий аэрации (0,6–0,8–1,0 л/л·мин) и частоты вращения вала мешалки (300 – 400 – 500 мин $^{-1}$) в ходе эксперимента поддерживали температуру 20^0C и измеряли концентрацию растворенного кислорода.

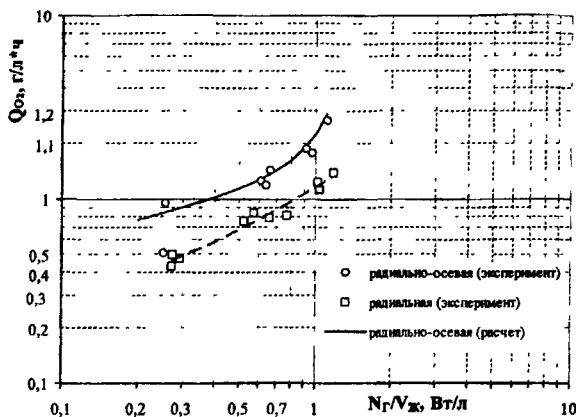


Рис.9.

Результаты, представленные на рис. 9, показывают хорошее совпадение модели с экспериментом. При этом комбинированная система в вязкой модельной среде позволяет при равной с традиционной системой вводимой мощности повысить скорость окисления сульфита натрия на 50-60%.

4. РЕКОМЕНДАЦИИ ПО МОДЕРНИЗАЦИИ ФЕРМЕНТАЦИОННОГО ОБОРУДОВАНИЯ

Разработан алгоритм расчёта комбинированной системы перемешивания для промышленных аппаратов. Алгоритм проиллюстрирован на примере ферментера вместимостью 50 м³. В ферментере установлена направляющая обечайка с оребрением, в которой размещены две осевые мешалки пропеллерного типа. В нижней части аппарата над барботером размещена радиальная мешалка с направляющим аппаратом, обеспечивающим отсутствие байпасных потоков и фиксирующим объем зоны перемешивания. Расчетное время циркуляции составляет 13,5 с при удельной вводимой мощности перемешивания 2 кВт/м³. Такая конструкция должна обеспечить $\bar{Q}=0,8 \cdot Q_n$, в то время как традиционная система перемешивания с турбинными мешалками даёт всего $\bar{Q}=0,6 \cdot Q_n$.

Модернизированная конструкция аппарата была частично реализована на Курганском комбинате «Синтез», но показала увеличение выхода антибиотика только на 5%. Полную модернизацию осуществить не удалось из-за финансовых трудностей комбината.

ОСНОВНЫЕ РЕЗУЛЬТАТЫ И ВЫВОДЫ

1. На основе теории Колмогорова проведена оценка размеров неперемешиваемых микрообъемов ферментационной жидкости (100–2500 мкм) для обычно встречающихся в практике рабочих диапазонов вязкости и диссипации энергии.

2. Проведен теоретический анализ стационарного профиля концентрации растворенного кислорода по глубине неперемешиваемых микрообъемов в зонах интенсивного перемешивания и циркуляции. Показано, что в зоне циркуляции вычислена на основе стационарного профиля интегральная скорость потребления кислорода в вязких средах существенно ниже максимально возможной (в 2–5 и более раз) даже при максимальной концентрации растворенного в жидкости кислорода.

3. Показано, что инструментально измеряемая концентрация растворенного кислорода в вязкой культуральной жидкости не отражает средней концентрации кислорода по микрообъемам неперемешиваемых микробных агломератов и поэтому не может служить адекватной характеристикой обеспеченности культуры кислородом.

4. Проведен расчет изменений профиля растворенного кислорода по глубине микробных агломератов в динамических условиях движения жидкости по циркуляционному контуру и показано, что средняя концентрация кислорода в агломератах претерпевает пилообразные колебания во времени. Показано, что массопередача кислорода из газа в зоне циркуляции мало влияет на амплитуду этих колебаний в условиях высокой вязкости культуральной жидкости.

5. Проведен теоретический анализ интегральной скорости потребления кислорода рабочим объемом аппарата. На основе его связи с характером изменений во времени средних по агломератам концентраций кислорода получено аналитическое выражение, связывающее скорость потребления кислорода с характерными параметрами аппарата – временем пребывания культуры в зоне циркуляции и зоне интенсивного перемешивания и коэффициентами массопередачи газ-жидкость в этих зонах.

6. Сформулированы предложения о принципах организации комбинированной системы перемешивания и рекомендации по конструированию ферментационного оборудования, реализующего этот принцип.

7. Проведена экспериментальная проверка варианта комбинирования системы перемешивания на аппарате пилотного масштаба с раствором карбоксиметилцеллюлозы и сульфита натрия в качестве модельной жидкости. Показана возможность повышения скорости потребления кислорода на 50-60% по сравнению с традиционной системой перемешивания при равных энергозатратах.

Список публикаций по теме работы

1. Архипов М.Ю., Бирюков В.В. Динамика распределения концентрации растворенного кислорода в микробных агломератах // Математические методы в технике и технологиях: Сб. трудов XIII Межд. науч. конф. – С.-Петербург: Изд-во С.-П. гос. технол. ин-та, 2000. – т.3, секция 3. – С. 155-157.
2. Архипов М.Ю., Бирюков В.В. Динамика распределения концентрации растворенного кислорода в агломератах мицелиальных грибов // «Химия и биотехнология пищевых веществ. Экологически безопасные технологии на основе возобновляемых природных ресурсов»: Тез. докл. Межд. конф. мол. уч. посвященной памяти М.Н. Манакова. – М., 2000. – С. 132-133.
3. Архипов М.Ю., Бирюков В.В. Периодическое изменение профиля концентрации растворенного кислорода в микробных агломератах мицелиальных культур // Труды МГУИЭ. – М., 2001. – т. V. – С.97-109.
4. Минаева Л.П., Чередникова Е.В., Ляпустин С.М., Архипов М.Ю., Бирюков В.В., Щеблыкин И.Н. Изучение влияния условий перемешивания на биосинтез низина факультативно-анаэробными бактериями *Lactococcus lactis* // Труды МГУИЭ. – М., 2001. – т. V. – С.130-137.
5. Архипов М.Ю., Бирюков В.В. Упрощенный способ расчета скорости потребления кислорода в ферментере с комбинированной системой перемешивания // Техника и Технология экологически чистых производств: Материалы VII Межд. сим. мол. уч., асп. и студ. – М.: МГУИЭ, 2003. – С.121-122.
6. Архипов М.Ю., Бирюков В.В. Теоретический анализ комбинированной системы перемешивания и массообмена в промышленных ферментерах // Химическое и нефтегазовое машиностроение. – 2003. – №9 – С. 3-7.

Отпечатано в ООО «Компания Спутник+»

ПД № 1-00007 от 25.09.2000 г.

Подписано в печать 20.09.05

Тираж 100 экз. Усл. п.л. 1

Печать авторефератов (095) 730-47-74, 778-45-60

29330

РНБ Русский фонд

2006-4
19015