

Выводы

- 1) В исследованном диапазоне параметров время высушивания материала составило
 - 45 минут при начальной влажности силикагеля 25 %;
 - 55 минут при начальной влажности силикагеля 30 %;
 - 57 минут при начальной влажности силикагеля 45 %.
- 2) Десорбция влаги прекращается, когда температура достигает 170 °С.
- 3) Результаты проведённых исследований могут быть использованы для расчета аппаратов для сушки силикагеля в СВЧ электромагнитном поле.

Литература

1. Лыков А.В. Теория сушки. – М.: Энергия, 1968. 472с.
2. СВЧ энергетика /Под ред. Окресса Э. –М.: Мир. 1971. – Т. 2; -272 с
3. Шаталов А.Л. Интенсификация тепло массообменных процессов электромагнитным полем сверхвысокой частоты. Дис... на соискание д.т.н. - М.: МГУИЭ, 1999. – 260 с.

Моделирование процесса культивирования фототрофных микроорганизмов в многосекционном фотобиореакторе

к.т.н. доц. Зубов Д.В., Строков С.С.
Университет машиностроения
zubov@msuie.ru

Аннотация. Рассмотрена задача моделирования процесса культивирования фототрофных микроорганизмов в фотобиореакторе камерного типа. Сравнение полученных по модели режимов с наблюдаемыми в эксперименте позволит провести параметрическую идентификацию процесса и в дальнейшем использовать её для поиска оптимальных режимов и конструктивных параметров установки.

Ключевые слова: математическое моделирование технологических процессов, оптимизация, культивирование фототрофов, LabVIEW

В последние годы в связи с быстрым прогрессом в области осветительных технологий стала актуальной задача культивирования фототрофных микроорганизмов. Появились принципиально новые конструкции фотобиореакторов и новые возможности управления процессом. В частности, в научно-техническом центре Промышленной биотехнологии Университета машиностроения разработана конструкция многосекционного фотобиореактора, отличающегося циркуляцией гранул люминофора внутри экспозиционных ячеек, что позволяет добиться более равномерного профиля освещённости культуральной среды по толщине ячейки. Для повышения эффективности процессов культивирования фотозависимых микроорганизмов проводится их изучение и математическое моделирование [1-3].

В качестве критерия оптимизации процесса культивирования принято повышение продуктивности фотобиореактора при фиксированных эксплуатационных расходах и при фиксированной концентрации биомассы при сливе (что обусловлено требованиями нижележащих стадий получения биотоплива).

Переменными оптимизации на стадии проектирования являются:

- концентрация гранул люминофора в экспозиционных камерах,
- геометрические размеры камер, гранул люминофора;
- состав люминофора (его спектральные характеристики);
- спектральные характеристики светоизлучающих элементов.

Переменными оптимизации на стадии эксплуатации являются:

- Расход циркулирующей культуральной среды;
- Расход пропускаемых через массообменную камеру газов;
- Состав пропускаемых газов (доля вводимого азота);
- Величина оптической плотности биомассы, при которой происходит отбор части культуральной среды и величина отбора.
- Длительность рабочего цикла.

Для решения оптимизационной задачи необходимо совместное решение уравнений модели и поиск максимума критерия оптимальности по переменным оптимизации.

Моделирование процесса культивирования фототрофных микроорганизмов в условиях работы лабораторного макета фотобиореактора осуществлялось при следующих допущениях:

1. Необходимые минеральные компоненты (ионы K^+ , Na^+ , SO_4^{2-} , NO_3^-) находятся в среде в избытке и не ингибируют и не лимитируют рост биомассы;
2. Оптическая плотность среды зависит только от концентрации биомассы (не зависит от концентраций растворённых газов и минеральных веществ);
3. Температура среды постоянна;
4. Давление газовой фазы над средой с биомассой постоянно;
5. Изменение величины показателя рН вследствие изменения концентрации растворённого диоксида углерода является пренебрежимо малым;
6. Влияние координат процесса (концентрации кислорода, диоксида углерода, освещённости) на рост биомассы – в виде мультипликативного уравнения с ингибированием по Андриюсу [4];
7. В клетках накопления газов не происходит.
8. В культуральной среде равномерно распределены гранулы с люминофором, их размерами и неравномерностью можно пренебречь.
9. Уносом культуральной среды с пузырьками газа пренебрегаем;
10. Температура пузырьков газа и жидкой среды в массообменном реакторе принимается одинаковой. Тепловые эффекты от испарения воды и барботажа считаем скомпенсированными системой стабилизации температуры.
11. Интенсивность окраски хлоропластов не зависит от возраста клеток.
12. Отмиранием клеток пренебрегаем.
13. Закон затухания люминофора принимаем экспоненциальный, зависимость последействия от суммарной экспозиции – интегральная.

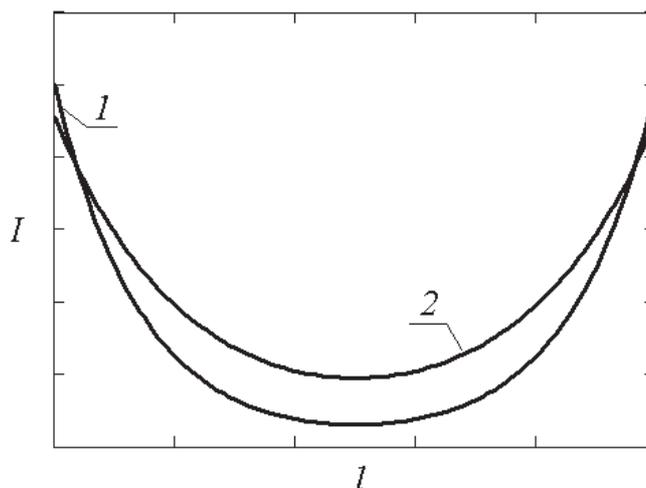
Гранулы люминофора свободно циркулируют по объёму ячейки, и подвергаются попеременно то сильному облучению у стенок ячейки, то слабому – в толще жидкости. В последнем случае они отдают ранее накопленную энергию, создавая более равномерную по толщине ячейки освещённость клеток биомассы.

В отсутствии гранул люминофора освещённость по толщине камеры подчиняется закону Бугера — Ламберта — Бера, с учётом того, что освещающих поверхностей две получаем:

$$I(l) = I_0 e^{-k_2 l} + I_0 e^{-k_2 (S-l)},$$

где $I(l)$ – освещённость на расстоянии l от освещающей поверхности, S – ширина камеры.

В присутствии гранул люминофора, которые хаотично двигаются в жидкости и, поскольку они не поступают в объём, не выходят и не разрушаются, мы принимаем режим идеального смешения, имеет место процесс экспозиции гранул люминофора в освещённых областях у стенок и перенос их в центральную часть камеры. В этом случае уравнение профиля освещённости имеет тот же вид, но с другими значениями параметров.



**Рисунок 1. Профили освещённости культуральной среды по толщине камеры:
1 – без гранул люминофора, 2 – с гранулами люминофора**

Установка естественным образом разбивается на 2 зоны:

1) Экспозиционные ячейки вытеснения, где происходит экспозиция лампами. Имеются три фазы: культуральная жидкость, биомасса, гранулы люминофора. Гидродинамический режим по культуральной среде и биомассе – принимаем идеальное вытеснение (т.к. поток идёт в ламинарном режиме, длина ячеек на порядок превосходит ширину просвета). Гидродинамический режим по гранулам люминофора принимаем – идеальное смешение (т.к. гранулы не поступают и не покидают ячейку, не расходятся).

Культуральная среда состоит из собственно культуральной жидкости (практически прозрачной по сравнению с биомассой) и биомассы водорослей, поглощающей свет. Суммарный коэффициент поглощения зависит от концентрации биомассы.

В данной части установки происходят следующие процессы: культуральная жидкость проходит через взвесь гранул люминофора (которые свободно циркулируют по свободному объёму ячейки), облучаясь светом, получаемым от ламп и от гранул люминофора. При поглощении света клетками биомассы (хлорофиллом) происходит процесс фотосинтеза – поглощаемые из жидкости растворённый углекислый газ и вода превращаются в кислород (возвращаемый в жидкость) и углеводы, остающиеся в биомассе. По достижении клетками достаточных размеров происходит процесс деления, при этом их суммарная масса не изменяется, но каждая из образовавшихся клеток продолжает рост.

Гранулы люминофора свободно циркулируют по объёму ячейки, и подвергаются попеременно то сильному облучению у стенок ячейки, то слабому – в толще жидкости. В последнем случае они отдают ранее накопленную энергию, создавая по толщине ячейки равномерную освещённость клеток биомассы.

2) массообменный реактор – три фазы: культуральная жидкость, биомасса, пузырьки газа (смесь углекислый газа и азота (отходящие газы ТЭЦ) и выработанные микроводораслями кислород и испаренный водяной пар).

При всплывании пузырьков они перемещаются в зону меньшего гидростатического давления и соответственно увеличиваются в объёме, увеличивая суммарную поверхность массообмена между жидкой и газовой фазами. С другой стороны, при переходе пузырьков в зону меньшего давления снижаются коэффициенты массопередачи по кислороду и углекислому газу, так что (учитывая малую величину и разнонаправленность этих процессов) можно принять что их произведение близко к постоянному значению.

Совокупность происходящих в ячейке процессов можно рассматривать как противоток пузырей (из которых диффундирует в жидкость углекислый газ и в которые поступают кислород и водяной пар), которые поднимаются по реактору вверх и культуральной среды, отдающей накопленный кислород и принимающей углекислый газ. Процессом фотобиосинтеза в этой части установки пренебрегаем, т.к. она не освещается, гранул люминофора не содержит.

Гидродинамический режим в экспозиционной части установки – РИВ (режим идеального вытеснения).

Материальные балансы для этой части установки записаны для элементарного объёма на расстоянии l от входа в ячейку для 1 ячейки и представляют собой дифференциальные уравнения в частных производных, которые могут быть решены численными методами.

1. Уравнение материального баланса по биомассе.

Уравнение материального баланса по биомассе можно представить в виде:

$$-F \frac{\partial X}{\partial l} + X(l) \mu_m \frac{[CO_2]}{K_{CO_2} + [CO_2] + [CO_2]^2 / K_{iCO_2}} \cdot \frac{[O_2]}{K_{O_2} + [O_2] + [O_2]^2 / K_{iO_2}} \cdot \frac{L}{K_L + L + L^2 / K_{iL}} = \frac{\partial X}{\partial t} S,$$

где X – концентрация биомассы, г/л;

μ_m – максимальная удельная скорость роста микроводорослей, час⁻¹;

$[CO_2]$ – концентрация растворенного в среде углекислого газа, мкг/л;

$[O_2]$ – концентрация растворенного в среде кислорода, мкг/л;

L – эффективная освещённость среды, люкс;

вышеприведённые переменные зависят от как от времени, так и координаты;

K_{CO_2} , K_{O_2} , K_{iCO_2} , K_{iO_2} , K_{iL} – кинетические параметры модели, которые зависят от режи-

ма освещения;

S – свободное сечение одной ячейки, м².

F – расход среды через одну ячейку, л/с.

2. Уравнение материального баланса для культуральной среды по растворённому углекислому газу:

$$\frac{d[CO_2]}{dt} = \frac{-K_\phi X [CO_2]}{K_{CO_2} + [CO_2] + [CO_2]^2 / K_{iCO_2}},$$

где:

K_ϕ – коэффициент фотосинтеза (функция интенсивности освещения),

мкг CO_2 / (г биомассы · час)

K_c – конструкционный коэффициент, мкг CO_2 / (г биомассы · час)

$[CO_2]$ – концентрация растворённого диоксида углерода.

Граничное условие: $[CO_2](l)|_{l=0} = [CO_2]_{\text{вб}}$

3. Уравнение материального баланса по растворённому кислороду.

$$\frac{d[O_2]}{dt} = K_\phi^{O_2} X \frac{[CO_2]}{K_{CO_2} + [CO_2] + [CO_2]^2 / K_{iCO_2}}$$

$K_\phi^{O_2}$ – коэффициент фотосинтеза (зависит от режима освещения), мкг O_2 / (г биомассы · час)

Начальное условие: $[O_2](t)_{t=0} = [O_2]_н$

Уравнение материального баланса по гранулам с люминофором не требуется, т.к. они не расходуются, не образуются и не накапливаются.

Поскольку культуральная среда несжимаема, а сечение ячейки постоянно, то линейная скорость потока среды фиксирована.

Для массообменного реактора получаем:

1. Уравнение материального баланса по биомассе не требуется, так как предполагается, что фотосинтез в данной зоне отсутствует.

2. Уравнение материального баланса для ферментационной среды по растворённому углекислому газу:

$$\frac{\partial [CO_2]}{\partial t} = F_m k_m ([CO_2]^0 ([CO_2]_a) - [CO_2]) + F \frac{\partial [CO_2]}{\partial l},$$

где:

K_c – конструкционный коэффициент, мкг CO_2 / (г биомассы · час)

k_m – коэффициент массопереноса между жидкой и газовыми фазами;

F_m – площадь массопереноса между жидкой и газовыми фазами, м²;

$[CO_2]^0 ([CO_2]_a)$ – равновесная концентрация диоксида углерода в жидкой фазе;

$[CO_2]_a$ – концентрация диоксида углерода в газовой фазе.

Начальное условие: $[CO_2](t)_{t=0} = [CO_2]_н$.

3. Уравнение материального баланса по растворённому кислороду:

$$\frac{d[O_2]}{dt} = K_\phi^{O_2} X \frac{[CO_2]}{K_{CO_2} + [CO_2] + [CO_2]^2 / K_{iCO_2}} + F_m k_m^{O_2} ([O_2]^0 ([O_2]_a) - [O_2])$$

$K_\phi^{O_2}$ – коэффициент фотосинтеза (зависит от режима освещения), мкг O_2 / (г биомассы · час)

$k_m^{O_2}$ – коэффициент массопереноса по кислороду между жидкой и газовыми фазами в чашке Петри;

$[CO_2]^0 ([CO_2]_a)$ – равновесная концентрация диоксида углерода в жидкой фазе;

$[CO_2]_a$ – концентрация диоксида углерода в газовой фазе.

Схема решения уравнений представлена на рисунке 2. Как видно, в уравнениях присутствует ряд параметров, которые с трудом поддаются непосредственному измерению. Более того, т.к. ряд конструктивных решений фотобиореактора находится на стадии отработки, то модель должна обладать большой гибкостью, модульной структурой и допускать возможность лёгкого изменения структуры.

В такой ситуации целесообразно проводить моделирование в среде LabVIEW, и представлять каждое уравнение в виде отдельных блоков, входами в которые являются как переменные состояния, так и параметры модели. Используемый в среде LabVIEW для программирования графический язык G основан на обработке потоков данных, позволяет гибко работать с данными различных типов и создавать собственные составные типы [5]. Оформив отдельные блоки модели в форме Виртуальных Приборов с входящими значениями параметров и переменных состояния можно гибко менять взаимосвязи, модифицировать и добавлять новые блоки, организовывать как моделирование динамических режимов, так и параметрическую идентификацию.

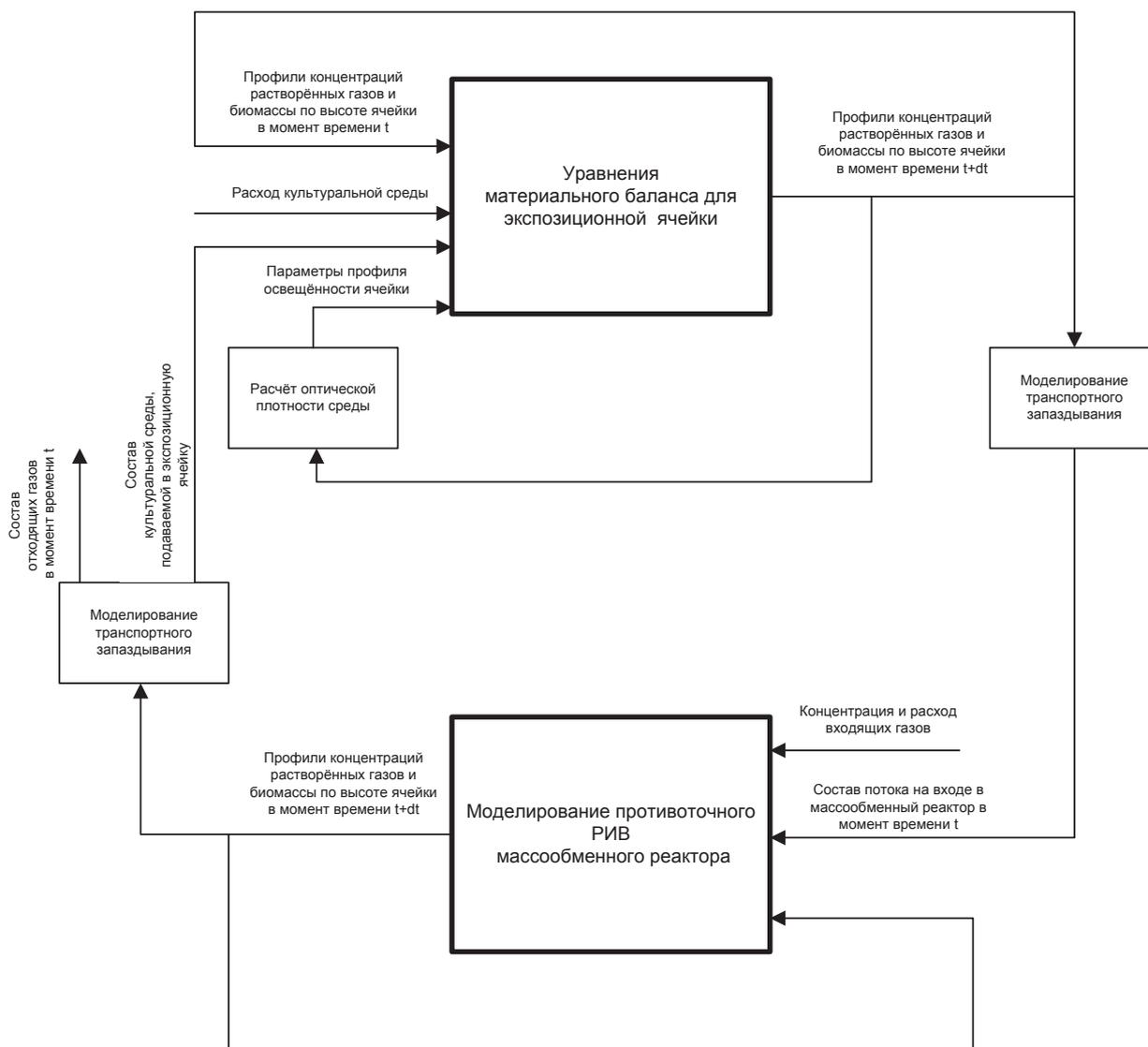


Рисунок 2. Схема решения уравнений математической модели

Используя данные, полученные при эксплуатации экспериментальной установки можно будет провести параметрическую идентификацию построенной модели и последующую оптимизацию процесса культивирования фототрофов.

Работа выполнена в рамках выполнения государственного контракта №14.512.11.0095 по теме «Разработка научно-технических основ технологии и аппаратуры для культивирования фототрофных микроорганизмов с целью получения моторного биотоплива из газовых выбросов тепловых электростанций».

Литература

1. Скичко А.С., Абубакарова Е.А., Филиппова Е.Б., Кольцова Э.М. Структурированная математическая модель процесса культивирования микроводорослей // Пенза: Пенз. гос. технол. академия, сборник трудов международной конференции ММТТ-24
2. Скичко А.С., Скичко Е.А., Филиппова Е.Б., Кольцова Э.М. Структурированная математическая модель процесса накопительного культивирования микроводорослей // Вестник Саратовского государственного технического университета, 2012, т. 1, N: 2с, с. 235-240

3. Шевцов А.А., Дранников А.В., Ситников Н.Ю., Пономарев А.В., Мажулина И.В. Математическое обеспечение процесса культивирования микроводоросли *Spirulina* в фотобиореакторе пленочного типа // Биотехнология, 2013, N2, с. 87-94
4. Бирюков В.В. Основы промышленной биотехнологии. - М.: КолосС, 2004. - 296 с.
5. Бабушкин В.В., Зубов Д.В., Черткова Е.А. Автоматизация комплекса лабораторных стендов с использованием инструментальной среды LabVIEW//Труды XVIII Всероссийской научно-методической конференции Телематика'2011, т.1, с. 112-113

Минимизация затрат энергии в системах охлаждения суперкомпьютеров

Сукин И.А., д.т.н. проф. Цирлин А.М., Алимова Н. А.
Институт программных систем РАН
tsirlin@sarc.botik.ru

Аннотация. Получены термодинамические оценки водяных эквивалентов охлаждающих потоков и связанных с ними затрат энергии в системах теплообмена. В качестве примера исследованы предельные возможности энергопотребления для систем охлаждения суперкомпьютеров. Проведено сравнение систем воздушного охлаждения с использованием радиатора и градирни.

Ключевые слова: термодинамика при конечном времени, оптимизация теплообменных процессов, системы охлаждения суперкомпьютеров

Введение

Параметры теплообменных систем (тепловая нагрузка, коэффициент теплопереноса, температуры контактирующих потоков и их водяные эквиваленты) связаны друг с другом уравнениями энергетического и энтропийного балансов. В последнее из этих уравнений входит производство энтропии σ , которое при ненулевом потоке передаваемой теплоты заведомо больше нуля. В [2], [3] показано, что производство энтропии не может быть сделано ниже некоторого предела. Это минимальное производство энтропии σ^* растет с ростом тепловой нагрузки и падает с ростом коэффициента теплопереноса α . В свою очередь α зависит от скорости контактирующих потоков, а значит от затрат энергии на охлаждение. В некоторых случаях эти затраты могут быть весьма значительны и соизмеримы с энергией, затрачиваемой на проведение основного процесса. Цель данной работы состоит в том, чтобы получить оценки снизу для энергии, затрачиваемой в процессах теплообмена и показать, как можно снизить эти затраты за счет выбора структуры системы охлаждения.

В качестве примера рассмотрена задача синтеза системы охлаждения суперкомпьютеров, у которых охлаждение стало одним из главных препятствий для роста вычислительных возможностей.

Предельные возможности двухпоточного теплообменника Условие реализуемости теплообмена

Рассмотрим двухпоточный теплообменник и введем следующие обозначения: W_1, W_0 – водяные эквиваленты холодного и горячего потоков, q – поток теплоты, передаваемый в теплообменнике (тепловая нагрузка), температуру T_0 будем относить к охлаждаемому, а T_1 – к нагреваемому потоку. Коэффициент теплопереноса α или обратное ему термическое сопротивление теплопереносу R зависят от удельных термических сопротивлений теплоотдачи R_1, R_0 от холодного и горячего потоков к стенке теплообменника, от термического сопротивления теплопередачи r и от площади контакта S . При этом R_1 и R_0 зависят от ско-