



Уральский
федеральный
университет

имени первого Президента
России Б.Н.Ельцина

Химико-
технологический
институт

М. А. МИРОНОВ
М. И. ТОКАРЕВА

МЕТОДЫ РАСЧЕТА ОБОРУДОВАНИЯ БИОТЕХНОЛОГИЧЕСКИХ ПРОИЗВОДСТВ

Учебно-методическое пособие

МИНИСТЕРСТВО ОБРАЗОВАНИЯ И НАУКИ РОССИЙСКОЙ ФЕДЕРАЦИИ
УРАЛЬСКИЙ ФЕДЕРАЛЬНЫЙ УНИВЕРСИТЕТ
ИМЕНИ ПЕРВОГО ПРЕЗИДЕНТА РОССИИ Б. Н. ЕЛЬЦИНА

М. А. Миронов
М. И. Токарева

МЕТОДЫ РАСЧЕТА ОБОРУДОВАНИЯ БИОТЕХНОЛОГИЧЕСКИХ ПРОИЗВОДСТВ

Рекомендовано методическим советом УрФУ
в качестве учебно-методического пособия для студентов,
обучающихся по программе магистратуры
по направлению подготовки
19.04.01 «Биотехнология»

Екатеринбург
Издательство Уральского университета
2017

УДК 663:66-31(075.8)
ББК 300.600.9-5я73
М 64

Рецензенты:

научно-технический совет
ООО Урало-Сибирская компания «НЕКСАН»
(генеральный директор П. А. Б л о х и н);

Е. Н. Ш а р а ф у т д и н о в а, кандидат химических наук, доцент
(Уральский государственный экономический университет)

Научный редактор
кандидат химических наук, доцент М. Н. И в а н ц о в а

Миронов, М. А.

М 64 Методы расчета оборудования биотехнологических производств : [учеб.-метод. пособие] / М. А. Миронов, М. И. Токарева ; [науч. ред. М. Н. Иванцова] ; М-во образования и науки Рос. Федерации, Урал. федер. ун-т. — Екатеринбург : Изд-во Урал. ун-та, 2017. — 47 с.

ISBN 978-5-7996-2025-7

В учебно-методическом пособии приведены теоретические разделы дисциплины «Проектирование биотехнологических производств», непосредственно связанные с темами практических занятий. В пособие также включены обучающие задачи и вопросы для самоконтроля. Все материалы, представленные в пособии, разбиты на четыре раздела, посвященные расчетам емкостного, теплообменного оборудования, адсорберов и сушилок. Эти разделы включают классификацию оборудования, методы расчета, практические задания и вопросы для самоконтроля.

Учебно-методическое пособие может быть использовано для подготовки к практическим занятиям, а также для выполнения домашних работ и сдачи зачета или экзамена по дисциплине «Проектирование биотехнологических производств».

УДК 663:66-31(075.8)
ББК 300.600.9-5я73

ОГЛАВЛЕНИЕ

ПРЕДИСЛОВИЕ	4
1. МЕТОДЫ РАСЧЕТА БИОРЕАКТОРОВ	6
2. МЕТОДЫ РАСЧЕТА ТЕПЛООБМЕННОГО ОБОРУДОВАНИЯ БИОРЕАКТОРОВ	18
3. МЕТОДЫ РАСЧЕТА АДсорбЦИОННОГО ОБОРУДОВАНИЯ	26
4. МЕТОДЫ РАСЧЕТА СУШИЛЬНОГО ОБОРУДОВАНИЯ	34
СПИСОК РЕКОМЕНДУЕМОЙ ЛИТЕРАТУРЫ	45

ПРЕДИСЛОВИЕ

Владение методами расчета массо- и теплообменных процессов составляет неперенный атрибут знаний химика-технолога. Такие процессы, как растворение и кристаллизация, нагревание и охлаждение, адсорбция и десорбция, сушка осуществляются на каждом химическом предприятии. Оборудование, в котором проходят процессы массо- и теплообмена, занимает доминирующее положение и в биотехнологической промышленности. Поэтому методы расчета подобного оборудования подробно рассматриваются в нескольких учебных курсах при обучении студентов по специальности «Биотехнология» на стадии бакалавриата. К ним можно отнести курс «Процессы и аппараты химической технологии», «Промышленная биотехнология» и др. При обучении в магистратуре эти знания должны быть закреплены и дополнены методами масштабирования и моделирования массо- и теплообменных процессов. Дисциплина «Проектирование биотехнологических производств» является основной для развития подобных навыков у студентов-магистров. В то же время в магистратуре по специальности «Биотехнология» проходят обучение студенты естественно-научных специальностей, у которых в программе обучения на стадии бакалавриата отсутствовали дисциплины, связанные с расчетами технологического оборудования.

Данное пособие предназначено для восполнения знаний по основному оборудованию биотехнологических производств и созданию базиса для перехода к более сложным методам моделирования технологических процессов. Поэтому здесь в сжатой и максимально доступной форме изложены основные подходы к определению основных параметров биореакторов, адсорберов и сушилок.

Задания, приведенные в пособии, могут использоваться для домашней работы или практических занятий с преподавателем. На следующем этапе обучения эти материалы могут быть дополнены задачами по моделированию технологических процессов с определением коэффициентов массо- и теплопереноса.

1. МЕТОДЫ РАСЧЕТА БИОРЕАКТОРОВ

Биореакторы представляют собой аппараты, в которых проходят процессы микробиологического синтеза. Аппараты этого типа могут работать как в периодическом, так и в непрерывном режиме. При этом оборудование для непрерывных процессов может относиться как к реакторам идеального смешения, так и идеального вытеснения. Такое разнообразие конструктивных решений требует использования различных математических моделей и методов для расчета подобных реакторов. Однако в том случае, когда в наличии имеются данные о массообменных, теплообменных и иных процессах, проходящих в биореакторах, задачей расчетов является определение объема аппарата исходя из общего времени производственного цикла. Именно такой случай и будет рассмотрен в данном пособии. Рассчитанный по приведенной ниже методике объем биореактора используется затем для выбора конкретного аппарата из стандартного ряда или из каталогов производителей.

Еще одной важной особенностью биореакторов для проведения аэробных процессов является использование кислорода, который обеспечивает дыхание микроорганизмов. Типичные расходы чистого кислорода на дыхание лежат в диапазоне 1–4 мг/л мин., что вынуждает конструкторов применять специальные методы подачи газа в биореактор. Для этого необходимо подобрать барботеры, воздушные фильтры, компрессоры и другое оборудование. Исходными данными для проектирования всех этих систем является определение среднего расхода газа в процессе микробиологического синтеза. В данном пособии приводится последовательность расчета расхода газа в барботажных системах биореакторов периодического действия.

В целом рассматриваемые методики позволяют проводить подбор биореакторов, используя в качестве исходных данных

сведения об интенсивности массообменных процессов, таких как растворение неорганических солей в процессе приготовления культуральных жидкостей и газообмен. Аналогичные подходы могут применяться для определения объема биореактора по времени протекания биохимических реакций.

Классификация биореакторов

В основе классификации биореакторов лежат процессы, которые в них происходят. По отношению к кислороду воздуха все микроорганизмы делятся на аэробов и анаэробов, соответственно, процессы их культивирования бывают аэробным и анаэробным. Само культивирование можно проводить различными способами: в растворе (глубинное культивирование), на поверхности жидкой или твердой фазы (поверхностное или твердофазное культивирование). В соответствии с этим различаются и конструкции биореакторов. Наибольшее распространение в промышленности нашли биореакторы для глубинного аэробного культивирования, так как они обеспечивают максимальную продуктивность при минимальном объеме перерабатываемых смесей. Основными типами таких реакторов являются:

- реакторы с механическим перемешиванием;
- реакторы с пневматическим перемешиванием;
- газовихревые биореакторы;
- аэрлифтные биореакторы;
- мембранные биореакторы.

Все типы реакторов имеют конструктивные особенности и поэтому требуют применения особых методик расчета.

Реакторы с механическим перемешиванием представляют собой емкостные аппараты с мешалкой, типичные для химической промышленности. Подача кислорода в реакторы такого типа осуществляется с помощью трубок для небольших по объему аппаратов или барботеров для оборудования среднего (до 10 м³) объема. Для насыщения культуральной жидкости кислородом используют также тонкопленочные технологии, основанные на

стекании растворов или суспензий по развитой поверхности аппарата. В этой случае большая удельная поверхность обеспечивает интенсивный газообмен. Однако эффективность подобных решений резко падает с увеличением объемов оборудования свыше 10 м^3 . Трудности, возникающие при обеспечении интенсивного массообмена в реакторах большого объема с помощью механических мешалок, ограничивают применение этого типа биореакторов в крупнотоннажных производствах. При расчете подобных биореакторов сначала рассчитывают время производственного цикла, который складывается из продолжительности массообменных, теплообменных процессов и самого процесса культивирования микроорганизмов. В случае аппаратов периодического действия к этому времени необходимо добавить продолжительность загрузки и выгрузки культуральной жидкости, а также время необходимое для подготовки биореактора к следующей загрузке. Затем, исходя из требуемой производительности, по готовому продукту рассчитывают номинальный объем биореактора. Последней стадией расчета объема аппарата является выбор ближайшего большего значения из стандартного ряда емкостного оборудования или каталогов производителей. Расчет расхода газа в реакторах этого типа ведется на основе минимального давления, необходимого для преодоления сопротивления столба жидкости в реакторе. При этом выбирают минимальное значение коэффициента расхода газа, так как массообмен обеспечивается механической мешалкой, а газ подается для обеспечения дыхания.

Реакторы с пневматическим перемешиванием представляют собой емкостные аппараты, в которых перемешивание осуществляется за счет подачи газа через специальные устройства на его дне. Таким образом, в этих аппаратах массообмен и газообмен осуществляются с помощью одного устройства — барботера. При этом используются барботеры самых разных конструкций: циклические, лучевые, сетчатые и т. д. Так как подача газа и перемешивание в этих аппаратах никак не разделены, возникает проблема избыточной подачи кислорода в культуральную жидкость, что приводит к окислению продуктов биосинтеза и подавлению роста

микроорганизмов. Для исключения этих негативных эффектов предварительно готовят смеси газов, в которых кислород разбавлен инертным азотом и двуокисью углерода. Концентрация кислорода в этих смесях подбирается таким образом, чтобы обеспечить потребность микроорганизмов в дыхании. Расчет этого типа биореакторов осуществляется аналогично предыдущему с одним исключением. Коэффициент расхода газа принимается максимальным, так как массообмен обеспечивается пневматическим перемешиванием.

Газовихревые биореакторы представляют собой емкостные аппараты, в которых массообмен в жидкой фазе происходит за счет вращения вентилятора, находящегося над слоем культуральной жидкости. Вентилятор создает вихревое движение газа, увлекающее за собой жидкость в биореакторе подобно урагану на море. В результате перемешивание в культуральной жидкости осуществляется путем создания трехмерного движения — вращающейся воронки в центре и вертикальных круговых потоков по краям реактора. Таким образом осуществляется мягкое, но эффективное перемешивание без образования застойных зон. В реакторах этого типа достигается высокий обмен по кислороду при низком расходе энергии. Этот результат объясняется тем, что сопротивление воздуха при вращении вентилятора значительно ниже, чем сопротивление воды при вращении мешалки. Отсюда также следует вывод о возможности использования газовихревых реакторов для перемешивания вязких культуральных жидкостей. Еще одним преимуществом является пеногашение при вращении вентилятора. К недостаткам реакторов этого типа можно отнести невозможность их использования для крупномасштабных производств (с объемом аппаратов более 10 м^3) и большой расход воздуха. Так как газообмен проходит на поверхности жидкости, а расход воздуха зависит только от мощности вентилятора, расчет газовихревых реакторов ограничивается определением их объема. Он проводится аналогично реакторам с механическим перемешиванием.

Аэрлифтные биореакторы являются решением проблемы обеспечения интенсивного массообмена в аппаратах большого объема. Для биореакторов этого типа объем практически не ограничен и может достигать нескольких тысяч кубических метров. Это становится возможным благодаря особому конструкторскому решению, заключающемуся в использовании аэрлифтов — длинных труб, заключенных в высокие диффузоры. Воздух или смесь газов подается по трубе в нижнюю часть диффузора в виде маленьких пузырьков. Эти пузырьки поднимаются внутри диффузора в верхнюю часть реактора, увлекая за собой культуральную жидкость. Поднявшаяся по внутренней поверхности диффузора культуральная жидкость затем опускается по его внешней стороне, создавая циклические потоки в реакторе. Расчет аэрлифтных биореакторов аналогичен реакторам с пневматическим перемешиванием. При расчете необходимо учитывать большую высоту столба жидкости, что требует установки мощных компрессоров. Поэтому коэффициент расхода газа устанавливают на средних значениях (40–50).

Мембранные биореакторы представляют собой комбинацию мембранных аппаратов для разделения жидких сред и биореакторов. Они используются для очистки сточных вод биологическими методами. Основной конструктивной особенностью является наличие мембраны, через которую отводится очищенная вода. Расчет реакторов этого типа осуществляется аналогично реакторам с механическим перемешиванием. Однако для определения времени процесса учитывают интенсивность массообмена через мембрану.

Трубчатые реакторы, работающие по принципу идеального вытеснения, используются в биотехнологии для подготовки питательных сред и их стерилизации. Как правило, они не пригодны для проведения микробиологических процессов из-за их длительности. В этом случае длина трубчатого реактора получается неприемлемо большой.

Задачи по расчету биореакторов

1. Определяют время производственного цикла τ , которое равно времени проведения массообменного процесса:

$$\tau = \frac{\rho \cdot r}{2K_c \cdot \Delta C},$$

где K_c — коэффициент массопереноса, м/с; r — диаметр частицы, м; ρ — плотность частицы, кг/м³; ΔC — разница концентраций при массопереносе.

2. Определяют объем реактора для емкостных сосудов или длину для трубчатых реакторов:

$$V = \frac{G \cdot \tau}{\rho \cdot \varphi \cdot n}$$

$$L = \omega \tau,$$

где τ — время одного цикла, с; G — массовая производительность, кг/с; φ — коэффициент заполнения реактора; ρ — плотность реакционной смеси, кг/м³; n — число реакторов; ω — скорость реакционной смеси, м/с.

3. Выбирают ближайший больший объем реактора из стандартного ряда.

4. Определяют высоту реактора и слоя жидкости, используя справочные материалы по стандартным реакторам.

5. Вычисляют давление, необходимое для подачи газа в реактор:

$$P = 1,2 \cdot H \cdot \rho \cdot g + P_{\text{атм}},$$

где H — высота слоя жидкости в реакторе, м; ρ — плотность жидкости, кг/м³; g — ускорение свободного падения; $P_{\text{атм}}$ — атмосферное давление.

6. Выбирают коэффициент расхода газа исходя из типа биореактора:

- 25 — для биореакторов с механическим перемешиванием и мембранных биореакторов;
- 40–50 — для аэрлифтных реакторов;
- 60 — для реакторов с пневматическим перемешиванием.

7. Определяют расход газа, м³/ч:

$$V = K \cdot F \cdot P,$$

где K — коэффициент расхода газа, м; F — площадь сечения реактора, м²; P — давление газа в атм.

Пример решения задач

Необходимо определить объем биореактора с механическим перемешиванием для получения 40 т/сут 10 %-го раствора хлорида натрия в воде при комнатной температуре.

Производственный цикл включает загрузку воды в течение 15 мин., растворение хлорида натрия и выгрузку раствора со скоростью в течение 15 мин.

Средний размер частиц твердого хлорида натрия составляет 2 мм, скорость массопереноса — $2 \cdot 10^{-6}$ м/с, разница концентраций при массопереносе — 300 кг/м³, коэффициент заполнения реактора — 0,8, конечная плотность реакционной смеси 1070 кг/м³.

1. Находим время растворения частиц хлорида натрия в воде:

1а. Для этого находим плотность частиц хлорида натрия в справочнике, составляющую 2165 кг/м³.

$$\tau = (2165 \cdot 1 \cdot 10^{-3}) / (2 \cdot (2 \cdot 10^{-6}) \cdot 300) = 1804 \text{ с.}$$

1б. Находим общее время производственного цикла:

$$\tau = 1804 + 900 + 900 = 3604 \text{ с.}$$

2. Находим объем реактора:

$$V = (40000 \cdot 3604) / (24 \cdot 3600 \cdot 1070 \cdot 0,8 \cdot 1) = 1,947 \text{ м}^3$$

3. Выбираем ближайший по объему стандартный реактор: 2,0 м³.

4. Находим высоту жидкости из справочных данных: 1,09 м³.

5. Находим необходимое давление:

$$P = 1,2 \cdot 1,09 \cdot 1020 \cdot 9,8 + 9,9 \cdot 10^4 = 11,2 \cdot 10^4 \text{ Па, или } 1,12 \text{ атм.}$$

6. Выбираем коэффициент расхода воздуха: 25

7. Находим расход воздуха:

$$V = 25 \cdot 3,14 \cdot 0,7^2 \cdot 1,12 = 43,1 \text{ м}^3/\text{ч.}$$

Варианты задач

1. Необходимо определить объем биореактора с пневматическим перемешиванием для получения 60 т/сут 10 %-го раствора хлорида натрия в воде при комнатной температуре.

Производственный цикл включает загрузку воды в течение 20 мин., растворение хлорида натрия и выгрузку раствора со скоростью в течение 10 мин.

Средний размер частиц твердого хлорида натрия составляет 2 мм, скорость массопереноса — $2 \cdot 10^{-6}$ м/с, разница концентраций при массопереносе — 450 кг/м³, коэффициент заполнения реактора — 0,8, конечная плотность реакционной смеси — 1070 кг/м³.

2. Необходимо рассчитать количество биореакторов с механическим перемешиванием объемом 6,3 м³ для получения 150 т/сут 10 %-го раствора хлорида натрия в воде при комнатной температуре.

Производственный цикл включает загрузку воды со скоростью 10 м³/ч, растворение хлорида натрия и выгрузку раствора — со скоростью 20 м³/ч.

Средний размер частиц твердого хлорида натрия составляет 3 мм, скорость массопереноса — $1,2 \cdot 10^{-6}$ м/с, разница концентраций при массопереносе — 350 кг/м³, коэффициент заполнения реактора — 0,8, конечная плотность реакционной смеси — 1070 кг/м³.

3. Необходимо определить производительность аэрлифтного биореактора объемом 10 м^3 для получения 10 %-го раствора хлорида натрия в воде при комнатной температуре.

Производственный цикл включает загрузку воды со скоростью $10 \text{ м}^3/\text{ч}$, растворение хлорида натрия и выгрузку раствора — со скоростью $20 \text{ м}^3/\text{ч}$.

Средний размер частиц твердого хлорида натрия составляет 2 мм, скорость массопереноса — $0,8 \cdot 10^{-6} \text{ м/с}$, разница концентраций при массопереносе — 300 кг/м^3 , коэффициент заполнения реактора — 0,8, конечная плотность реакционной смеси — 1070 кг/м^3 .

4. Необходимо определить максимальный размер частиц для получения 80 т/сут 8 %-го раствора хлорида натрия в воде при комнатной температуре в аэрлифтном биореакторе объемом 10 м^3 .

Производственный цикл включает загрузку воды со скоростью $10 \text{ м}^3/\text{ч}$, растворение хлорида натрия и выгрузку раствора — со скоростью $10 \text{ м}^3/\text{ч}$.

Скорость массопереноса $2 \cdot 10^{-6} \text{ м/с}$, разница концентраций при массопереносе — 400 кг/м^3 , коэффициент заполнения реактора — 0,8, конечная плотность реакционной смеси — 1050 кг/м^3 .

5. Необходимо определить минимальную скорость массообмена для получения 50 т/сут 10 %-го раствора хлорида натрия в воде при комнатной температуре в биореактора с пневматическим перемешиванием объемом $6,3 \text{ м}^3$.

Производственный цикл включает загрузку воды со скоростью $12 \text{ м}^3/\text{ч}$, растворение хлорида натрия и выгрузку раствора — со скоростью $10 \text{ м}^3/\text{ч}$.

Средний размер частиц твердого хлорида натрия составляет 2 мм, разница концентраций при массопереносе — 300 кг/м^3 , коэффициент заполнения реактора — 0,8, конечная плотность реакционной смеси — 1070 кг/м^3 .

6. Необходимо определить длину трубчатого реактора непрерывного действия для получения 10 %-го раствора хлорида натрия в воде при комнатной температуре.

Средний размер частиц твердого хлорида натрия составляет 2 мм, скорость массопереноса — $2 \cdot 10^{-6}$ м/с, разница концентраций при массопереносе — 450 кг/м^3 , средняя скорость реакционной смеси — 0,5 м/с.

7. Необходимо рассчитать количество секций трубчатого реактора непрерывного действия длиной 6 м для получения 15 %-го раствора хлорида натрия в воде при комнатной температуре.

Средний размер частиц твердого хлорида натрия составляет 2 мм, скорость массопереноса — $3 \cdot 10^{-6}$ м/с, разница концентраций при массопереносе — 500 кг/м^3 , средняя скорость реакционной смеси — 0,1 м/с.

8. Необходимо определить скорость реакционной смеси в трубчатом реакторе непрерывного действия длиной 60 м для получения 10 %-го раствора хлорида натрия в воде при комнатной температуре.

Средний размер частиц твердого хлорида натрия составляет 1 мм, скорость массопереноса — $8 \cdot 10^{-6}$ м/с, разница концентраций при массопереносе — 550 кг/м^3 .

9. Необходимо определить максимальный размер частиц для получения 10 %-го раствора хлорида натрия в воде при комнатной температуре в трубчатом реакторе непрерывного действия длиной 120 м.

Скорость массопереноса $3 \cdot 10^{-6}$ м/с, разница концентраций при массопереносе — 450 кг/м^3 , средняя скорость реакционной смеси — 0,4 м/с.

10. Необходимо определить минимальную скорость массообмена для получения 12 %-го раствора хлорида натрия в воде при комнатной температуре в трубчатом реакторе непрерывного действия длиной 90 м.

Средний размер частиц твердого хлорида натрия составляет 1 мм, разница концентраций при массопереносе — 350 кг/м^3 , средняя скорость реакционной смеси — 0,3 м/с.

11. Необходимо определить объем биореактора с механическим перемешиванием для получения 60 т/сут 3 %-го раствора L-лизина в этаноле.

Производственный цикл включает загрузку этанола в течение 20 мин., растворение L-лизина и выгрузку раствора в течение 15 мин.

Средний размер частиц твердого L-лизина составляет 2 мм, скорость массопереноса $2 \cdot 10^{-6}$ м/с, разница концентраций при массопереносе — 120 кг/м³, коэффициент заполнения реактора — 0,8, конечная плотность реакционной смеси — 820 кг/м³.

12. Необходимо рассчитать количество биореакторов с пневматическим перемешиванием объемом 6,3 м³ для получения 90 т/сут 3 %-го раствора L-лизина в этаноле.

Производственный цикл включает загрузку этанола со скоростью 10 м³/ч, растворение L-лизина и выгрузку раствора — со скоростью 15 м³/ч.

Средний размер частиц твердого L-лизина составляет 1 мм, скорость массопереноса — $3 \cdot 10^{-6}$ м/с, разница концентраций при массопереносе — 200 кг/м³, коэффициент заполнения реактора — 0,8, конечная плотность реакционной смеси — 820 кг/м³.

13. Необходимо определить производительность газовыхревого биореактора объемом 4 м³ для получения 3 %-го раствора L-лизина в этаноле.

Производственный цикл включает загрузку этанола со скоростью 20 м³/ч, растворение L-лизина и выгрузку раствора — со скоростью 25 м³/ч.

Средний размер частиц твердого L-лизина составляет 2 мм, скорость массопереноса — $5 \cdot 10^{-6}$ м/с, разница концентраций при массопереносе — 250 кг/м³, коэффициент заполнения реактора — 0,8, конечная плотность реакционной смеси — 820 кг/м³.

14. Необходимо определить максимальный размер частиц для получения 50 т/сут 3 %-го раствора L-лизина в этаноле в газовыхревом биореакторе объемом 2,5 м³.

Производственный цикл включает загрузку этанола со скоростью $15 \text{ м}^3/\text{ч}$, растворение L-лизина и выгрузку раствора — со скоростью $12 \text{ м}^3/\text{ч}$.

Скорость массопереноса — $1 \cdot 10^{-6} \text{ м/с}$, разница концентраций при массопереносе — 450 кг/м^3 , коэффициент заполнения реактора — 0,8, конечная плотность реакционной смеси — 820 кг/м^3 .

15. Необходимо определить минимальную скорость массообмена для получения 80 т/сут 3 %-го раствора L-лизина в этаноле в биореакторе с механическим перемешиванием объемом 5 м^3 .

Производственный цикл включает загрузку этанола со скоростью $10 \text{ м}^3/\text{ч}$, растворение L-лизина и выгрузку раствора — со скоростью $20 \text{ м}^3/\text{ч}$.

Средний размер частиц L-лизина составляет 1 мм, разница концентраций при массопереносе — 200 кг/м^3 , коэффициент заполнения реактора — 0,8, конечная плотность реакционной смеси — 820 кг/м^3 .

Вопросы и задания для самоконтроля

1. Какое оборудование используют для подачи кислорода в биореакторы?
2. Назовите основные преимущества глубинного культивирования микроорганизмов.
3. Каким образом осуществляется перемешивание культуральной жидкости в аэрлифтных биореакторах?
4. В каких биотехнологических процессах используются реакторы, работающие по принципу идеального вытеснения?
5. Назовите основные преимущества и недостатки газовыхре-вых биореакторов.

2. МЕТОДЫ РАСЧЕТА ТЕПЛООБМЕННОГО ОБОРУДОВАНИЯ БИОРЕАКТОРОВ

Теплообменное оборудование широко используется в биотехнологии для снятия тепла при прохождении микробиологического синтеза, для приготовления и стерилизации питательных сред. Принимая во внимание большие объемы перерабатываемых сред, можно сделать вывод о больших потоках тепла в биореакторах. Поэтому для обеспечения быстрого нагрева и охлаждения культуральных жидкостей используют эффективное теплообменное оборудование, такое как внутренние змеевики и внешние пластинчатые теплообменники. В данном учебно-методическом пособии рассмотрены основные методы подбора теплообменного оборудования на основе имеющихся данных о интенсивности теплопереноса, параметров теплоносителей и среды.

Классификация теплообменного оборудования биореакторов

Для проведения теплообменных процессов в биотехнологии используют разнообразное оборудование, включая рубашки, внутренние и внешние змеевики, внешние теплообменники, а также реакторы непрерывного действия, такие как установки непрерывной стерилизации питательных сред. Основанием для выбора конкретного оборудования служат такие параметры, как время проведения теплообменного процесса, площадь поверхности теплообмена и параметры теплоносителя. В некоторых, наиболее простых случаях, тепло, выделяемое при жизнедеятельности микроорганизмов, снимается воздушным охлаждением корпуса биореактора. При этом установка теплообменного оборудования не требуется. Однако подобная ситуация возможна только при

прохождении низкоинтенсивных микробиологических процессов в реакторах небольшого объема. Во всех остальных случаях в биореактор необходимо устанавливать дополнительное теплообменное оборудование. Как правило, оно служит для снятия тепла в ходе микробиологического синтеза, однако некоторые биохимические процессы при температурах 40–45 °С требуют подвода тепла. Теплоносителем как для охлаждения, так и для нагрева служит вода. Кроме того, в биореакторах зачастую проходит подготовка питательных сред и их стерилизация. В этом случае применяют нагрев до более высоких температур с помощью пара. В зависимости от интенсивности теплообменных процессов в биотехнологии используют следующее теплообменное оборудование:

- внешний змеевик;
- рубашка;
- внутренний змеевик;
- внешний теплообменник;
- установка непрерывной стерилизации.

Внешний змеевик используют при низкоинтенсивных теплообменных процессах, так как он представляет собой трубу, обвитую вокруг корпуса реактора. Соответственно, поверхность теплообмена будет равна площади касания между трубой и корпусом реактора. Ее можно определить по числу витков и диаметру трубы. Расчет подобных теплообменников состоит из нескольких этапов. Сначала определяют параметры среды и теплоносителя, то есть изменение температуры среды в процессе нагрева или охлаждения и среднюю разницу температур между средой и теплоносителем. Широко распространенная ошибка связана со смешением этих двух различных по смыслу величин. Затем, зная массу и теплоемкость среды, определяют количество тепла, которое нужно подвести или отвести. И, наконец, по общему уравнению теплопередачи вычисляют необходимую площадь теплообмена.

Рубашка представляет собой дополнительный внешний корпус реактора, который герметично прикрепляется к основному. В пространство между этими корпусами подается теплоноситель. Таким образом, поверхность теплообмена примерно равна

внешней поверхности реактора, что делает рубашку более эффективным устройством, чем внешний змеевик. Однако с увеличением объема реактора ее эффективность резко снижается из-за уменьшения удельной поверхности биореактора. Поэтому рубашки обычно используются для биореакторов малого и среднего объемов (0,1–10 м³). Расчет рубашек аналогичен внешним змеевикам, только в этом случае поверхность теплообмена берется из справочников по стандартному оборудованию.

Внутренний змеевик используется для проведения интенсивных теплообменных процессов благодаря тому, что он позволяет легко увеличивать поверхность теплообмена независимо от объема биореактора. Кроме того, исключаются потери тепла в окружающую среду. Конструктивно он представляет собой трубу, свернутую в спираль и помещенную внутри корпуса биореактора. Нахождение внутри аппарата является также основным недостатком подобных устройств, так как препятствует работе мешалок, проведению мойки и стерилизации, а также техническому обслуживанию биореактора. Расчет внутренних змеевиков аналогичен расчету внешних.

Внешние теплообменные устройства применяются в том случае, когда производительности теплообменников, установленных на самом биореакторе, не хватает для обеспечения требуемого времени проведения процесса. К таким случаям относятся стерилизация питательных сред, упаривание культуральных жидкостей, быстрое охлаждение сред, например при варке сусла. Здесь используются эффективные теплообменники, такие как труба в трубе, кожухотрубчатые или пластинчатые. Методики их расчета подробно рассматривались в курсе «Процессы и аппараты химической технологии».

Задачи по расчету теплообменного оборудования биореакторов

1. Определяют разницу температур реакционной смеси.

Используется разница между температурой в начале и в конце технологического процесса.

2. Определяют среднюю разницу температуры реакционной смеси и теплоносителя.

$$\Delta t = \frac{\Delta t_{\text{б}} - \Delta t_{\text{м}}}{\ln \frac{\Delta t_{\text{б}}}{\Delta t_{\text{м}}}},$$

где $\Delta t_{\text{б}}$ — наибольшая разница между температурами реакционной смеси и теплоносителя; $\Delta t_{\text{м}}$ — наименьшая разница между температурами реакционной смеси и теплоносителя.

3. Определяют количество тепла, которое нужно подвести или отвести:

$$Q = G \cdot c \cdot \Delta t,$$

где G — масса реакционной смеси, кг; c — теплоемкость смеси, Дж/кг · К; Δt — разница температур в начале и конце процесса.

4. Определяют параметры реактора, например поверхность теплообмена:

$$F = \frac{Q}{Kt \cdot \Delta t_{\text{ср}} \cdot \tau},$$

где τ — время процесса, с; Q — количество тепла, Дж; Kt — коэффициент теплопередачи, Вт/м² · К; $\Delta t_{\text{ср}}$ — разница температур между теплоносителем и реакционной средой.

Пример решения задач

Рассчитать время, необходимое для охлаждения 8000 кг реакционной смеси с теплоемкостью $c = 4190$ Дж/(кг · К) в реакторе с поверхностью теплообмена 25 м^2 и коэффициентом теплопередачи от теплоносителя к реакционной смеси — $K = 350$ Вт/(м² · К). Начальная температура — $100 \text{ }^{\circ}\text{C}$, конечная — $20 \text{ }^{\circ}\text{C}$, средняя разница температур теплоносителя и реакционной смеси — $35 \text{ }^{\circ}\text{C}$.

1. Определяем разницу температур реакционной смеси:

$$\Delta t = 100 - 20 = 80.$$

2. Определяем количество тепла, которое необходимо отвести:

$$Q = 8000 \cdot 4190 \cdot 80 = 2,68 \cdot 10^9 \text{ Дж.}$$

3. Определяем время необходимое для охлаждения:

$$\tau = 2,68 \cdot 10^9 / (350 \cdot 35 \cdot 25) = 8756 \text{ с.}$$

Ответ: 2 часа 26 минут.

Варианты задач

1. Рассчитать время, необходимое для охлаждения 5000 кг культуральной жидкости с теплоемкостью $c = 3000 \text{ Дж/(кг} \cdot \text{К)}$, в биореакторе с поверхностью теплообмена 20 м^2 и коэффициентом теплопередачи от теплоносителя к среде — $K = 200 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$. Начальная температура — $85 \text{ }^\circ\text{C}$, конечная — $25 \text{ }^\circ\text{C}$, средняя разница температур теплоносителя и среды — $25 \text{ }^\circ\text{C}$.

2. Рассчитать площадь поверхности теплообменника, необходимую для охлаждения 7500 кг культуральной жидкости с теплоемкостью $c = 2500 \text{ Дж/(кг} \cdot \text{К)}$ за 2 ч с коэффициентом теплопередачи от теплоносителя к среде — $K = 360 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$. Начальная температура — $75 \text{ }^\circ\text{C}$, конечная — $20 \text{ }^\circ\text{C}$, средняя разница температур теплоносителя и среды — $30 \text{ }^\circ\text{C}$.

3. Рассчитать минимальный коэффициент теплопередачи от теплоносителя к среде, необходимый для охлаждения 6500 кг культуральной жидкости с теплоемкостью $c = 3500 \text{ Дж/(кг} \cdot \text{К)}$, в биореакторе с поверхностью теплообмена 18 м^2 за 1 ч. Начальная температура — $80 \text{ }^\circ\text{C}$, конечная — $20 \text{ }^\circ\text{C}$, средняя разница температур теплоносителя и среды — $15 \text{ }^\circ\text{C}$.

4. Рассчитать минимальную разницу температур теплоносителя и среды, необходимую для охлаждения 2700 кг культуральной жидкости с теплоемкостью $c = 1800 \text{ Дж/(кг} \cdot \text{К)}$, в биореакторе с поверхностью теплообмена 12 м^2 и коэффициентом теплопередачи от теплоносителя к культуральной жидкости — $K = 450 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$ за 1 ч. Начальная температура — $85 \text{ }^\circ\text{C}$, конечная — $25 \text{ }^\circ\text{C}$.

5. Рассчитать изменение температуры при охлаждении 6 т культуральной жидкости с теплоемкостью $c = 4300 \text{ Дж}/(\text{кг} \cdot \text{К})$ в биореакторе с поверхностью теплообмена 25 м^2 и коэффициентом теплопередачи от теплоносителя к среде — $K = 350 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$ за 1 ч при средней разнице температур теплоносителя и культуральной жидкости $25 \text{ }^\circ\text{C}$.

6. Рассчитать время, необходимое для нагрева 5000 кг культуральной жидкости с теплоемкостью $c = 3000 \text{ Дж}/(\text{кг} \cdot \text{К})$ в биореакторе с поверхностью теплообмена 20 м^2 и коэффициентом теплопередачи от теплоносителя к среде — $K = 200 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$. Начальная температура — $25 \text{ }^\circ\text{C}$, конечная — $85 \text{ }^\circ\text{C}$, средняя разность температур теплоносителя и культуральной жидкости — $25 \text{ }^\circ\text{C}$.

7. Рассчитать площадь поверхности, необходимую для нагрева 3,5 т воды с теплоемкостью $c = 4190 \text{ Дж}/(\text{кг} \cdot \text{К})$ за 2 ч с коэффициентом теплопередачи от теплоносителя к воде — $K = 500 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$. Начальная температура — $25 \text{ }^\circ\text{C}$, конечная $100 \text{ }^\circ\text{C}$, средняя разность температур теплоносителя и воды — $20 \text{ }^\circ\text{C}$.

8. Рассчитать минимальный коэффициент теплопередачи от теплоносителя к культуральной жидкости, необходимый для нагрева 4000 кг среды с теплоемкостью $c = 2500 \text{ Дж}/(\text{кг} \cdot \text{К})$ в биореакторе с поверхностью теплообмена 14 м^2 за 1 ч. Начальная температура — $20 \text{ }^\circ\text{C}$, конечная — $95 \text{ }^\circ\text{C}$, средняя разность температур теплоносителя и культуральной жидкости — $30 \text{ }^\circ\text{C}$.

9. Рассчитать минимальную разность температур теплоносителя и культуральной жидкости, необходимую для нагрева 6500 кг среды с теплоемкостью $c = 3000 \text{ Дж}/(\text{кг} \cdot \text{К})$, в биореакторе с поверхностью теплообмена 20 м^2 и коэффициентом теплопередачи от теплоносителя к среде — $K = 200 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$ за 1 ч. Начальная температура — $85 \text{ }^\circ\text{C}$, конечная — $25 \text{ }^\circ\text{C}$.

10. Рассчитать изменение температуры при нагреве 4500 кг культуральной жидкости с теплоемкостью $c = 3600 \text{ Дж}/(\text{кг} \cdot \text{К})$ в биореакторе с поверхностью теплообмена 25 м^2 и коэффициентом теплопередачи от теплоносителя к среде — $K = 250 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$

за 1 ч при средней разнице температур теплоносителя и культуральной жидкости 35 °С.

11. Рассчитать время, необходимое для стерилизации 3500 кг культуральной жидкости с теплоемкостью $c = 2200 \text{ Дж}/(\text{кг} \cdot \text{К})$, в трубчатом биореакторе с поверхностью теплообмена 15 м^2 и коэффициентом теплопередачи от теплоносителя к среде — $K = 450 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$. Начальная температура — 5 °С, конечная — 95 °С, средняя разница температур теплоносителя и культуральной жидкости — 30 °С.

12. Рассчитать площадь поверхности, необходимую для охлаждения 6200 кг культуральной жидкости с теплоемкостью $c = 2700 \text{ Дж}/(\text{кг} \cdot \text{К})$ за 4 ч, в трубчатом биореакторе с коэффициентом теплопередачи от теплоносителя к среде — $K = 220 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$. Начальная температура — 55 °С, конечная — 10 °С, средняя разница температур теплоносителя и культуральной жидкости — 15 °С.

13. Рассчитать минимальный коэффициент теплопередачи от теплоносителя к культуральной жидкости, необходимый для пастеризации 85 т среды с теплоемкостью $c = 3300 \text{ Дж}/(\text{кг} \cdot \text{К})$, в трубчатом биореакторе с поверхностью теплообмена 40 м^2 за 5 ч. Начальная температура — 25 °С, конечная — 75 °С, средняя разница температур теплоносителя и культуральной жидкости — 20 °С.

14. Рассчитать минимальную разницу температур теплоносителя и культуральной жидкости, необходимую для стерилизации 7200 кг среды с теплоемкостью $c = 2900 \text{ Дж}/(\text{кг} \cdot \text{К})$, в трубчатом биореакторе с поверхностью теплообмена 25 м^2 и коэффициентом теплопередачи от теплоносителя к реакционной смеси — $K = 350 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$ за 3 ч. Начальная температура — 20 °С, конечная — 85 °С.

15. Рассчитать изменение температуры при нагреве 4200 кг культуральной жидкости с теплоемкостью $c = 3800 \text{ Дж}/(\text{кг} \cdot \text{К})$ в трубчатом биореакторе с поверхностью теплообмена 18 м^2 и коэффициентом теплопередачи от теплоносителя

к среде — $K = 330 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$ за 1 ч при средней разнице температур теплоносителя и культуральной жидкости 15°C .

Вопросы и задания для самоконтроля

1. Какие виды теплоносителей используются в биотехнологических процессах?
2. Назовите основные преимущества и недостатки рубашек в качестве теплообменного оборудования.
3. Какой вид теплообменного оборудования находит наибольшее применение в случае биореакторов большого объема и почему?
4. Какие различия существуют при определении поверхности теплообмена у внутренних и внешних змеевиков?
5. Назовите параметры, влияющие на интенсивность переноса тепла между теплоносителем и средой.

3. МЕТОДЫ РАСЧЕТА АДСОРБЦИОННОГО ОБОРУДОВАНИЯ

Адсорбцией называется процесс избирательного поглощения одного или нескольких компонентов из газовой среды и жидкостей твердой фазой с большой удельной поверхностью. В свою очередь газовая среда, из которой происходит поглощение компонента, называется газом-носителем, твердое вещество — адсорбентом, а поглощаемое вещество — адсорбтивом. Характерной особенностью адсорбции является ее избирательность и обратимость, благодаря которой возможно поглощение из парогазовых смесей одного или нескольких компонентов, а затем выделение нужного компонента из твердой фазы в чистом виде. Поэтому в биотехнологии процессы адсорбции широко используются для поглощения летучих веществ и разделения смесей, образующихся при биосинтезе.

Адсорбент должен иметь высокую сорбционную емкость, что зависит от удельной площади поверхности и физико-химических свойств его поверхности. Кроме того, он должен иметь достаточную механическую прочность для того, чтобы выдерживать давление слоя до 1 м и более. Большое значение имеет также низкое аэродинамическое сопротивление слоя, что обеспечивается обтекаемой формой частиц и созданием высокой порозности насыпки. Адсорбент для процесса физической сорбции должен быть химически пассивным к улавливаемым компонентам для обеспечения их полной регенерации. Важно, чтобы адсорбенты имели невысокую стоимость и изготавливались из доступных материалов. С учетом всех этих требований широкое практическое применение получили такие материалы, как активированный уголь, силикагель, алюмогель, цеолиты.

Классификация адсорбционного оборудования

Адсорбция может протекать в неподвижном слое адсорбента, движущемся слое адсорбента, а также псевдоожиженном слое адсорбента. Для всех трех случаев используется оборудование, имеющее свои характерные конструкционные особенности. По способу организации процесса адсорбции аппараты могут быть разделены на две группы: адсорберы периодического и непрерывного действия. Для адсорберов с неподвижным слоем адсорбента после достижения заданной степени насыщения его заменяют или регенерируют. При этом процесс адсорбции прерывается или переключается на резервный аппарат. В аппаратах с подвижным слоем адсорбента возможна непрерывная замена без прекращения подачи газа в аппарат.

Адсорберы периодического действия с неподвижным слоем адсорбента используют в тех случаях, когда входящий газ содержит высокие концентрации адсорбтива, что делает выгодным регенерацию адсорбента. Адсорберы этого типа имеют различное конструктивное исполнение: с вертикальным и горизонтальным расположением слоя адсорбента, с различным сечением этого слоя. В большинстве случаев в адсорберах периодического действия осуществляют регенерацию адсорбента. Для этого адсорберы komponуют в группы от двух до четырех, обеспечивая поочередное проведение адсорбции и десорбции. Расчет адсорберов начинается с определения скорости газа, которая должна не превышать определенного значения, при котором будет наблюдаться унос частиц сорбента из аппарата. Затем с помощью метода, основанного на определении числа единиц переноса и высоты одной единицы, рассчитывают объем адсорбента и общую высоту его слоя. Единицей переноса называется элемент (слой) адсорбера, в котором изменение концентрации одной из фаз равно средней движущей силе в пределах данного элемента. В простейшем случае движущую силу процесса (разность концентраций) определяют как среднюю логарифмическую величину.

Адсорберы непрерывного действия конструируют в виде колонн с провальными или беспровальными тарелками или

решетками. В таких аппаратах создают противоточное движение адсорбента и насыщенных адсорбтивом газов. В колоннах с провальными тарелками адсорбент опускается с верхней ступени на нижнюю через все отверстия тарелки, а в случае беспровальных тарелок поток адсорбента организуется через специальные перегородочные штуцера. В обоих случаях адсорбент подается в верхнюю часть колонны с такой скоростью, которая позволяет поддерживать постоянную высоту твердой фазы. Адсорбент выходящий из нижней части колонны отправляется на регенерацию, а затем вновь возвращается в верхнюю часть колонны. В то же время газ подается в колонну снизу, проходит в пространстве между гранулами адсорбента и выходит из верхней части колонны. Расчет этих аппаратов аналогичен адсорберам с неподвижным слоем. Скорость подачи газа при этом должна быть немного меньше скорости витания частиц адсорбента для того, чтобы обеспечить их спуск с верхней части колонны в нижнюю.

Адсорберы с подвижным адсорбентом, находящимся в режиме псевдооживления представляют собой отдельную группу аппаратов, которые могут быть сконструированы как для периодической, так и для непрерывной работы. Аппараты псевдооживленного слоя обычно используют в тех случаях, когда процесс адсорбции является многостадийным, а концентрация адсорбтива низкой. Так как все частицы адсорбента находятся в равновесии с выходящим газом, низкие концентрации адсорбтива на выходе из аппарата могут быть достигнуты только случае низкого насыщения адсорбента. В связи с этим адсорбционная емкость псевдооживленного слоя невелика, поэтому применение этого метода целесообразно только в тех случаях, когда возможна легкая регенерация адсорбента и его быстрый возврат обратно в аппарат. Для осуществления непрерывной работы в одном аппарате организуют несколько псевдооживленных слоев на разных уровнях, в которых реализуются различные стадии процесса: адсорбция, десорбция и сушка. Расчет аппаратов псевдооживленного слоя ведут, основываясь на определении скорости подачи газа, необходимой для начала процесса оживления. Затем рассчитывают

высоту и количество единиц переноса, необходимых для осуществления процесса адсорбции. Заканчивается расчет, как и в предыдущих случаях, определением объема адсорбента, при этом высоту слоя определять не нужно.

Задачи по расчету адсорбционного оборудования

1. Определяют диаметр адсорбера D_a по уравнению расхода:

$$D_a = \sqrt{\frac{V_r}{0,785 w_r}},$$

где V_r — объем парогазовой смеси, проходящей через аппарат, м³/с; w_r — скорость парогазовой смеси, отнесенная к свободному сечению аппарата, м/с.

Для адсорберов с неподвижным слоем адсорбента $w_r = (0,25-0,30)$ м/с.

2. Определяют площадь сечения слоя адсорбента:

$$S = \pi \frac{D^2}{4},$$

где D — диаметр аппарата, м.

3. Определяют высоту единицы переноса:

$$h = \frac{G_r}{\rho_r \cdot S_{cl} \cdot \beta_y} = \frac{V_r}{S_{cl} \cdot \beta_y},$$

где G_r — массовый расход парогазовой смеси, кг/с; S_{cl} — сечение слоя, м²; β_y — объемный коэффициент массоотдачи в газовой смеси, с⁻¹; ρ_r — плотность парогазовой смеси, кг/м³.

4. Определяют высоту слоя адсорбента:

$$H = h \cdot N_y,$$

где N_y — число единиц переноса; h — высота единицы переноса, м.

5. Определяют объем слоя адсорбента $V_{ад}$:

$$V_{ад} = H \cdot S_{cl}.$$

Пример решения задачи

Необходимо определить диаметр и высоту слоя адсорбента в адсорбере периодического действия для улавливания паров воды из воздуха на цеолите, если число единиц переноса равно 4, расход парогазовой смеси составляет $2400 \text{ м}^3/\text{ч}$, ее скорость $0,3 \text{ м/с}$, а объемный коэффициент массопереноса $1,5 \text{ с}^{-1}$.

1. Находим диаметр адсорбера:

$$D_a = (2400/3600 \cdot 0,785 \cdot 0,3)^{0,5} = 1,682 \text{ м.}$$

2. Находим площадь сечения слоя:

$$S_{\text{сл}} = 3,14 \cdot 1,68^2/4 = 2,216 \text{ м}^2.$$

3. Находим высоту единицы переноса:

$$h = 2400/(2,216 \cdot 1,5 \cdot 3600) = 0,20 \text{ м.}$$

4. Находим высоту слоя адсорбента:

$$H = 4 \cdot 0,2 = 0,8 \text{ м.}$$

5. Находим объем слоя адсорбента:

$$V = 0,8 \cdot 2,216 = 1,77 \text{ м}^3.$$

Ответ: выбираем адсорбер диаметром $1,8 \text{ м}$ со слоем адсорбента 80 см .

Варианты задач

1. Необходимо определить диаметр и высоту слоя адсорбента в адсорбере периодического действия для улавливания паров воды из воздуха на цеолите, если число единиц переноса равно 5, расход парогазовой смеси составляет $3600 \text{ м}^3/\text{ч}$, ее скорость — $0,25 \text{ м/с}$, а объемный коэффициент массопереноса — $0,5 \text{ с}^{-1}$.

2. Необходимо определить диаметр и объем слоя адсорбента в адсорбере периодического действия для улавливания паров воды из воздуха на цеолите, если число единиц переноса равно 6, расход парогазовой смеси составляет $5700 \text{ м}^3/\text{ч}$, ее скорость — $0,3 \text{ м/с}$, а объемный коэффициент массопереноса — $0,8 \text{ с}^{-1}$.

3. Необходимо определить диаметр и высоту слоя адсорбента в адсорбере периодического действия для улавливания паров воды из воздуха на цеолите, если число единиц переноса равно 4,5, расход парогазовой смеси составляет 1800 кг/ч, ее скорость — 0,25 м/с, плотность — 0,8 кг/м³, а объемный коэффициент массопереноса — 1,5 с⁻¹.

4. Необходимо определить диаметр и максимальную производительность адсорбера периодического действия (т/ч) с объемом слоя адсорбента 2,5 м³ для улавливания паров воды из воздуха на цеолите, если число единиц переноса равно 4, скорость парогазовой смеси составляет 0,2 м/с, плотность — 1,2 кг/м³, а объемный коэффициент массопереноса — 0,75 с⁻¹.

5. Необходимо определить диаметр и максимальную производительность адсорбера периодического действия (м³/ч) с объемом слоя адсорбента 1,5 м³ для улавливания паров воды из воздуха на цеолите, если число единиц переноса равно 6, скорость парогазовой смеси составляет 0,25 м/с, а объемный коэффициент массопереноса — 0,5 с⁻¹.

6. Необходимо определить диаметр и высоту слоя адсорбента в адсорбере периодического действия для улавливания паров метанола из воздуха на активном угле, если число единиц переноса равно 4, расход парогазовой смеси составляет 2000 м³/ч, ее скорость — 0,25 м/с, а объемный коэффициент массопереноса 1,5 с⁻¹.

7. Необходимо определить диаметр и объем слоя адсорбента в адсорбере периодического действия для улавливания паров метанола из воздуха на активном угле, если число единиц переноса равно 4,5, расход парогазовой смеси составляет 4200 м³/ч, ее скорость — 0,25 м/с, а объемный коэффициент массопереноса — 5,5 с⁻¹.

8. Необходимо определить диаметр и высоту слоя адсорбента в адсорбере периодического действия для улавливания паров метанола из воздуха на активном угле, если число единиц переноса равно 3, расход парогазовой смеси составляет 1800 кг/ч,

ее скорость — 0,3 м/с, плотность — 0,9 кг/м³, а объемный коэффициент массопереноса — 2,5 с⁻¹.

9. Необходимо определить диаметр и максимальную производительность адсорбера периодического действия (т/ч) с объемом слоя адсорбента 3,5 м³ для улавливания паров метанола из воздуха на активном угле, если число единиц переноса равно 6, скорость парогазовой смеси составляет 0,3 м/с, плотность — 1 кг/м³, а объемный коэффициент массопереноса — 2 с⁻¹.

10. Необходимо определить диаметр и максимальную производительность адсорбера периодического действия (м³/ч) с объемом слоя адсорбента 1,2 м³ для улавливания паров метанола из воздуха на активном угле, если число единиц переноса равно 5, скорость парогазовой смеси составляет 0,3 м/с, а объемный коэффициент массопереноса — 3 с⁻¹.

11. Необходимо определить диаметр и высоту слоя адсорбента в адсорбере непрерывного действия для извлечения муравьиной кислоты из смеси СО₂ и азота на молекулярных ситах, если число единиц переноса равно 4, расход парогазовой смеси составляет 2700 м³/ч, ее скорость — 0,3 м/с, а объемный коэффициент массопереноса — 1,2 с⁻¹.

12. Необходимо определить диаметр и объем слоя адсорбента в адсорбере непрерывного действия для извлечения муравьиной кислоты из смеси СО₂ и азота на молекулярных ситах, если число единиц переноса равно 5, расход парогазовой смеси составляет 1800 м³/ч, ее скорость — 0,25 м/с, а объемный коэффициент массопереноса — 0,7 с⁻¹.

13. Необходимо определить диаметр и высоту слоя адсорбента в адсорбере непрерывного действия для извлечения муравьиной кислоты из смеси СО₂ и азота на молекулярных ситах, если число единиц переноса равно 4, расход парогазовой смеси составляет 5400 кг/ч, ее скорость — 0,3 м/с, плотность — 1,2 кг/м³, а объемный коэффициент массопереноса — 4 с⁻¹.

14. Необходимо определить диаметр и максимальную производительность адсорбера непрерывного действия (т/ч) с объемом

слоя адсорбента $0,5 \text{ м}^3$ для извлечения муравьиной кислоты из смеси CO_2 и азота на молекулярных ситах, если число единиц переноса равно 5, скорость парогазовой смеси составляет $0,2 \text{ м/с}$, плотность — $1,5 \text{ кг/м}^3$, а объемный коэффициент массопереноса — $0,8 \text{ с}^{-1}$.

15. Необходимо определить диаметр и максимальную производительность адсорбера непрерывного действия ($\text{м}^3/\text{ч}$) с объемом слоя адсорбента $1,5 \text{ м}^3$ для извлечения муравьиной кислоты из смеси CO_2 и азота на молекулярных ситах, если число единиц переноса равно 6, скорость парогазовой смеси составляет $0,25 \text{ м/с}$, а объемный коэффициент массопереноса — $2,5 \text{ с}^{-1}$.

Вопросы и задания для самоконтроля

1. Какие материалы нашли широкое применение в качестве адсорбентов и почему?

2. Назовите основные преимущества и недостатки адсорбции в псевдоожиженном слое.

3. Как определяется скорость подачи газа в адсорберах различного типа?

4. Каким образом осуществляется регенерация адсорбентов в аппаратах различного типа?

5. Опишите основные конструктивные особенности адсорбиров непрерывного действия.

4. МЕТОДЫ РАСЧЕТА СУШИЛЬНОГО ОБОРУДОВАНИЯ

Сушка представляет собой процесс удаления влаги из твердых пористых материалов. В большинстве случаев удаляемой жидкостью в процессе сушки является вода, что особенно характерно для биотехнологических производств. Процессы микробиологического синтеза проходят в разбавленных водных растворах, поэтому на последних стадиях получения целевых продуктов очень часто встает задача удалить излишнюю воду. В настоящее время существует множество видов сушки и конструкций сушилок. По способу подвода тепла к образцам различают:

- конвективную сушку, происходящую при непосредственном контакте с сушильным агентом;
- контактную сушку с передачей тепла через стенку;
- радиационную сушку с передачей тепла с помощью инфракрасного излучения;
- диэлектрическую сушку, происходящую при обработке материала токами высокой частоты;
- лиофильную сушку, основанную на сублимации воды при низком давлении.

В данном пособии рассмотрены основы расчета конвективных сушилок, таких как распылительная, барабанная, пневматическая и сушилка с псевдоожиженным слоем.

Классификация сушильного оборудования в биотехнологии

Конвективная сушка проходит при взаимодействии высушиваемого материала с сушильным агентом. В качестве сушильного агента наиболее часто используют предварительно нагретый

в калорифере воздух. Поэтому определение расхода воздуха и скорости подачи его в сушилку занимает центральное место в расчете аппаратов конвективного типа. Для этого составляют материальный баланс сушилки, который должен определить количество испаряемой влаги и расход сушильного агента. Количество испаряемой влаги легко вычислить исходя из начальной и конечной влажности высушиваемого продукта. Значительно сложнее определить емкость сушильного агента и, соответственно, его расход в процессе сушки. Дело в том, что влагосодержание сушильного агента зависит от температуры и относительной влажности воздуха, которые определяются экспериментально. Расчет изменения состояния сушильного агента в ходе сушки связан с проведением сложных вычислений, которые затрудняют определение разницы между начальным и конечным влагосодержанием сушильного агента. Оптимальным подходом, позволяющим значительно упростить нахождение конечного влагосодержания сушильного агента, является использование графических решений в виде диаграмм.

Для определения состояния влажного воздуха, который наиболее часто используется в качестве сушильного агента, служит диаграмма Рамзина. Она представляет собой верный и надежный инструмент при расчетах состояний влажного воздуха. В косоугольной системе координат нанесены зависимости основных параметров воздуха, таких как температура, влагосодержание, относительная влажность и энтальпия. Одной из целей практических занятий является обучение студентов работе с данной диаграммой. Все точки на диаграмме характеризуют конкретное состояние воздуха. Причем чтобы определить все четыре параметра, необходимо знать только два из них. Для процесса сушки, как правило, известны температура и влажность исходного атмосферного воздуха, температура воздуха на входе в сушилку (подогретого калорифером) и температура или влажность воздуха на выходе из сушилки. Поэтому первой точкой на диаграмме будет состояние атмосферного воздуха. Далее проводят вертикальную линию до пересечения с координатой температуры на выходе из калорифера и ставят вторую точку на диаграмме. Вертикальность линии

означает, что влагосодержание воздуха в процессе подогрева в калорифере не изменяется. Вторая точка обозначает состояние воздуха на входе в сушилку. От второй точки проводят линию, параллельную линиям постоянной энтальпии. Это означает, что в процессе сушки энтальпия влажного воздуха не меняется. Линию проводят до пересечения с координатой температуры (или влажности) воздуха на выходе из сушилки. Результатом является третья точка на диаграмме, которая показывает состояние влажного воздуха на выходе из сушилки. Для первой и второй точек на диаграмме отмечают влагосодержание воздуха, а затем простым вычитанием определяют увеличение влагосодержания воздуха во время сушки. После этого рассчитывают количество воздуха, которое необходимо, чтобы отвести всю влагу из высушиваемого материала.

Зная расход воздуха и его скорость, можно определить геометрические параметры сушилки, такие как ее диаметр и высоту. Оптимальная скорость подачи воздуха отличается для различных конструкций конвективных сушилок.

В **распылительных сушилках** высушиваемый продукт в виде раствора или суспензии подается в верхнюю часть аппарата и распределяется в объеме сушилки в виде тонких капель. Капли взаимодействуют с горячим сушильным агентом, интенсивно теряют влагу и опускаются на дно аппарата под действием силы тяжести. Таким образом, скорость подачи газа в этом случае должна быть меньше (примерно в 2 раза) скорости витания мелких частиц. В этом случае они будут медленно опускаться вниз в процессе сушки. Скорость витания можно рассчитать, исходя из критерия Архимеда и гидродинамического режима в аппарате или взять из справочных таблиц.

Барабанная сушилка представляет собой вращающийся барабан с насадками, в который загружают высушиваемый продукт и подают горячий сушильный агент. Скорость газа подбирают таким образом, чтобы в процессе сушки не было уноса частиц из барабана. Как правило, эта скорость значительно (в 4–5 раз) ниже скорости витания мелких частиц.

Пневматическая сушилка представляет собой трубу, по которой перемещается высушиваемый материал, увлекаемый потоком сушильного агента. В этом случае сушка соединяется с пневмотранспортом. Понятно, что для перемещения материала по трубе скорость подачи газа должна быть значительно больше (в полтора два раза) скорости витания мелких частиц.

В **сушилках с псевдооживленным слоем** процесс сушки протекает в слое частиц, находящихся во взвешенном состоянии. По конструкции они могут быть однокамерными и многокамерными, причем камеры могут располагаться в несколько ярусов. Сушилки такого типа особенно часто используют в медицинской промышленности из-за возможности четкого соблюдения правил GMP и совмещения нескольких операций в одном аппарате (сушка, гранулирование, опудривание, покрытие оболочкой). Скорость газа подбирается таким образом, чтобы она попала в диапазон между скоростью начала псевдооживления и скоростью витания мелких частиц.

Задачи по расчету сушильного оборудования

1. По диаграмме Рамзина находят разницу во влагосодержании воздуха на входе и выходе из сушилки.

2. Определяют количество удаляемой влаги:

$$W = \frac{G \cdot (w_1 - w_2)}{(1 - w_2)},$$

где G — производительность сушилки по влажному материалу, кг/с; w_1, w_2 — начальная и конечная влажность материалы, масс. доля.

3. Определяют расход воздуха в сушилке:

$$V_r = \frac{W}{\Delta x \cdot \rho},$$

где W — количество удаляемой влаги, кг/с; Δx — разница во влагосодержании воздуха на входе и выходе из сушилки (определяется по диаграмме Рамзина); ρ_r — плотность воздуха, кг/м³.

4. Определяют диаметр сушилки D_a по уравнению расхода:

$$D_a = \sqrt{\frac{V_r}{0,785 w_r}},$$

где V_r — расход воздуха в сушилке, $\text{м}^3/\text{с}$; w_r — скорость подачи воздуха, $\text{м}/\text{с}$.

Пример решения задачи

Рассчитать однокамерную сушилку с кипящим слоем (диаметр аппарата и расход воздуха) при следующих исходных данных: производительность по исходному материалу — $650 \text{ кг}/\text{ч}$; начальное влагосодержание продукта — $0,17 \text{ кг}/\text{кг}$; конечное влагосодержание продукта — $0,01 \text{ кг}/\text{кг}$; начальные параметры воздуха: температура — 20°C , влажность — 50% ; конечная температура воздуха в калорифере — 120°C ; конечная температура воздуха в сушилке — 60°C ; скорость подачи воздуха в сушилку равна $0,5 \text{ м}/\text{с}$.

1. По диаграмме Рамзина находим разницу во влагосодержании воздуха на входе и выходе из сушилки:

$$\Delta x = 0,0271 \text{ кг}/\text{кг}.$$

2. Определяем количество удаляемой влаги:

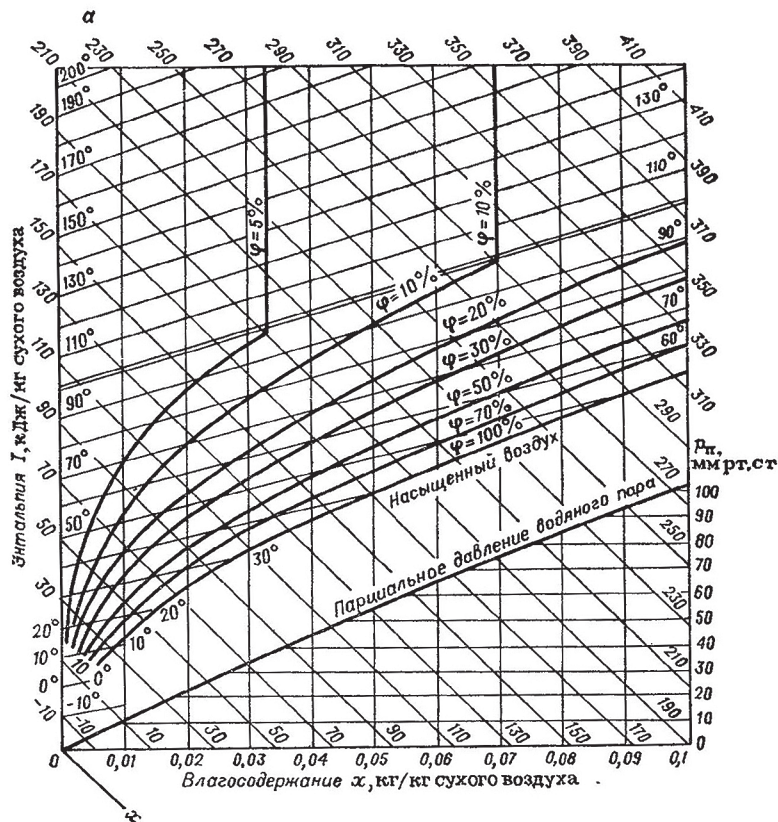
$$W = 650 \cdot (0,17 - 0,01)/(1 - 0,01) = 105,05 \text{ кг}.$$

3. Определяем расход воздуха в сушилке:

$$V_r = 105,05/0,0271 \cdot 0,97 = 4000 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

4. Находим диаметр сушилки:

$$D_a = (4000/3600 \cdot 0,785 \cdot 0,5)^{0,5} = 1,682 \text{ м}.$$



Варианты задач

1. Рассчитать однокамерную сушилку с кипящим слоем (диаметр аппарата и расход воздуха) при следующих исходных данных:

- производительность по исходному материалу — 500 кг/ч;
- начальное влагосодержание продукта — 0,1 кг/кг;
- конечное влагосодержание продукта — 0,02 кг/кг;
- начальные параметры воздуха: температура — 20 °C, влажность — 70 %;

- конечная температура воздуха в калорифере — 100 °С;
- конечная температура воздуха в сушилке 55 °С;
- скорость подачи воздуха в сушилку равна 0,5 м/с.

2. Рассчитать пневматическую сушилку (диаметр аппарата и расход воздуха) при следующих сходных данных:

- производительность по конечному материалу (древесные опилки) — 300 кг/ч;
- начальное влагосодержание продукта — 0,2 кг/кг;
- конечное влагосодержание продукта — 0,05 кг/кг;
- начальные параметры воздуха: температура — 20 °С, влажность — 70 %;
- конечная температура воздуха в калорифере — 150 °С;
- конечная влажность воздуха в сушилке — 50 %;
- скорость подачи воздуха в сушилку равна 6,5 м/с.

3. Рассчитать распылительную сушилку (диаметр аппарата и расход воздуха) при следующих исходных данных:

- производительность по исходному материалу — 1200 кг/ч;
- начальное влагосодержание продукта — 0,35 кг/кг;
- конечное влагосодержание продукта — 0,01 кг/кг;
- начальные параметры воздуха: температура — 20 °С, влажность — 60 %;
- конечная температура воздуха в калорифере — 120 °С;
- конечная влажность воздуха — 90 %;
- скорость подачи воздуха в сушилку равна 0,8 м/с.

4. Рассчитать барабанную сушилку (диаметр аппарата и расход воздуха) при следующих сходных данных:

- производительность по конечному материалу — 360 кг/ч;
- начальное влагосодержание продукта — 0,1 кг/кг;
- конечное влагосодержание продукта близко к нулю;
- исходное влагосодержание воздуха — 0,01 кг/кг, а конечное — 0,05 кг/кг;
- скорость подачи воздуха в сушилку равна 0,3 м/с.

5. Рассчитать однокамерную сушилку с кипящим слоем (диаметр аппарата и расход воздуха) при следующих исходных данных:

- производительность по исходному материалу — 700 кг/ч;
- начальное влагосодержание продукта — 0,25 кг/кг;
- конечное влагосодержание продукта — 0,06 кг/кг;
- начальные параметры воздуха: температура — 25 °С, влажность — 60 %;
- конечная температура воздуха в калорифере — 130 °С;
- конечная температура воздуха в сушилке — 70 °С;
- скорость подачи воздуха в сушилку равна 0,6 м/с.

6. Рассчитать пневматическую сушилку (диаметр аппарата и расход воздуха) при следующих сходных данных:

- производительность по конечному материалу (древесные опилки) — 450 кг/ч;
- начальное влагосодержание продукта — 0,1 кг/кг;
- конечное влагосодержание продукта — 0,02 кг/кг;
- начальные параметры воздуха: температура — 20 °С, влагосодержание — 0,005;
- конечная температура воздуха в калорифере — 120 °С;
- конечная влажность воздуха в сушилке — 50 %;
- скорость подачи воздуха в сушилку равна 9,0 м/с.

7. Рассчитать распылительную сушилку (диаметр аппарата и расход воздуха) при следующих исходных данных:

- производительность по исходному материалу — 800 кг/ч;
- начальное влагосодержание продукта — 0,22 кг/кг;
- конечное влагосодержание продукта — 0,02 кг/кг;
- начальные параметры воздуха: температура — 20 °С, влажность — 80 %;
- конечная температура воздуха в калорифере — 140 °С;
- конечное влагосодержание воздуха — 0,025;
- скорость подачи воздуха в сушилку равна 1,2 м/с.

8. Рассчитать барабанную сушилку (диаметр аппарата и расход воздуха) при следующих сходных данных:

- производительность по конечному материалу — 750 кг/ч;

- начальное влагосодержание продукта — 0,3 кг/кг;
- конечное влагосодержание продукта близко к нулю;
- исходное влагосодержание воздуха — 0,01 кг/кг, а конечное — 0,035 кг/кг;
- скорость подачи воздуха в сушилку равна 0,5 м/с.

9. Рассчитать однокамерную сушилку с кипящим слоем (диаметр аппарата и расход воздуха) при следующих исходных данных:

- производительность по исходному материалу — 400 кг/ч;
- начальное влагосодержание продукта — 0,18 кг/кг;
- конечное влагосодержание продукта — 0,03 кг/кг;
- начальные параметры воздуха: температура — 20 °С, влажность — 60 %;
- конечная температура воздуха в калорифере — 110 °С;
- конечная температура воздуха в сушилке — 50 °С;
- скорость подачи воздуха в сушилку равна 0,2 м/с.

10. Рассчитать пневматическую сушилку (диаметр аппарата и расход воздуха) при следующих сходных данных:

- производительность по конечному материалу (целлюлоза) — 300 кг/ч;
- начальное влагосодержание продукта — 0,27 кг/кг;
- конечное влагосодержание продукта — 0,05 кг/кг;
- начальные параметры воздуха: температура — 20 °С, влажность — 50 %;
- конечная температура воздуха в калорифере — 130 °С;
- конечная влажность воздуха в сушилке — 50 %;
- скорость подачи воздуха в сушилку равна 7,5 м/с.

11. Рассчитать распылительную сушилку (диаметр аппарата и расход воздуха) при следующих исходных данных:

- производительность по исходному материалу — 2500 кг/ч;
- начальное влагосодержание продукта — 0,08 кг/кг;
- конечное влагосодержание продукта — 0,01 кг/кг;
- начальные параметры воздуха: влагосодержание — 0,005;
- конечная температура воздуха в калорифере — 120 °С;

- конечная влажность воздуха — 60 %;
- скорость подачи воздуха в сушилку равна 0,8 м/с.

12. Рассчитать барабанную сушилку (диаметр аппарата и расход воздуха) при следующих исходных данных:

- производительность по конечному материалу — 660 кг/ч;
- начальное влагосодержание продукта — 0,17 кг/кг;
- конечное влагосодержание продукта — 0,03;
- исходное влагосодержание воздуха — 0,01 кг/кг, а конечное — 0,04 кг/кг;
- скорость подачи воздуха в сушилку равна 0,25 м/с.

13. Рассчитать однокамерную сушилку с кипящим слоем (диаметр аппарата и расход воздуха) при следующих исходных данных:

- производительность по исходному материалу — 900 кг/ч;
- начальное влагосодержание продукта — 0,15 кг/кг;
- конечное влагосодержание продукта — 0,06 кг/кг;
- начальные параметры воздуха: температура — 20 °С, влажность — 70 %;
- конечная температура воздуха в калорифере — 130 °С;
- конечная температура воздуха в сушилке — 65 °С;
- скорость подачи воздуха в сушилку равна 0,7 м/с.

14. Рассчитать пневматическую сушилку (диаметр аппарата и расход воздуха) при следующих исходных данных:

- производительность по конечному материалу — 150 кг/ч;
- начальное влагосодержание продукта — 0,4 кг/кг;
- конечное влагосодержание продукта — 0,08 кг/кг;
- начальные параметры воздуха: влагосодержание — 0,005;
- конечная температура воздуха в калорифере — 150 °С;
- конечная влажность воздуха в сушилке — 50 %;
- скорость подачи воздуха в сушилку равна 10,5 м/с.

15. Рассчитать распылительную сушилку (диаметр аппарата и расход воздуха) при следующих исходных данных:

- производительность по исходному материалу — 500 кг/ч;
- начальное влагосодержание продукта — 0,12 кг/кг;

- конечное влагосодержание продукта — 0,02 кг/кг;
- начальные параметры воздуха: влагосодержание — 0,005;
- конечная температура воздуха в калорифере — 110 °С;
- конечная температура воздуха в сушилке — 50 °С;
- скорость подачи воздуха в сушилку равна 0,8 м/с.

Вопросы и задания для самоконтроля

1. Какие факторы учитываются при выборе сушилок конвективного типа?
2. Как определяется скорость подачи сушильного агента в конвективных сушилках различных конструкций?
3. Назовите основные преимущества и недостатки сушилок конвективного типа.
4. Каким образом определяется влагосодержание воздуха на выходе из сушилки с помощью диаграммы Рамзина?
5. Какой тип сушилок можно использовать для получения твердых продуктов из эмульсий?

СПИСОК РЕКОМЕНДУЕМОЙ ЛИТЕРАТУРЫ

- Хозяев И. А.* Проектирования технологического оборудования пищевых производств / И. А. Хозяев. М. : Лань, 2011. 272 с.
- Поникарпов И. И.* Расчеты машин и аппаратов химических производств и биотехнологии / И. И. Поникарпов, С. И. Поникарпов, С. В. Рачковский. М. : Альфа-М, 2011. 718 с.
- Неверова О. А.* Пищевая биотехнология продуктов из сырья растительного происхождения / О. А. Неверова, Г. А. Гореликова, В. М. Позняковский. Томск : Сибир. универ. изд-во, 2007. 412 с.
- Бирюков В. В.* Основы промышленной биотехнологии / В. В. Бирюков. М. : Химия, 2004. 296 с.
- Мокрушин В. С.* Основы химии и технологии биоорганических и синтетических лекарственных средств / В. С. Мокрушин, Г. А. Вавилов. Екатеринбург : РИО ГОУ ВПО «УГТУ-УПИ», 2004. 482 с.
- Рогов И. А.* Пищевая биотехнология : в 4 т. Книга первая. Основы пищевой биотехнологии / И. А. Рогов, Л. В. Антипова, Г. П. Шуваева. М. : КолосС, 2004. 440 с.
- Игнатович Э.* Химическая техника. Процессы и аппараты / Э. Игнатович. М. : Техносфера, 2007. 656 с.
- Кошевой Е. П.* Практикум по расчетам технологического оборудования пищевых производств / Е. П. Кошевой. М. : ГИОРД, 2007. 232 с.
- Романков П. Г.* Массообменные процессы химической технологии / П. Г. Романков, В. Ф. Фролов, О. М. Флисюк. М. : Химиздат, 2011. 468 с.

Учебное издание

Миронов Максим Анатольевич
Токарева Мария Игоревна

МЕТОДЫ РАСЧЕТА ОБОРУДОВАНИЯ
БИОТЕХНОЛОГИЧЕСКИХ
ПРОИЗВОДСТВ

Учебно-методическое пособие

Заведующий редакцией *М. А. Овечкина*
Редактор *Е. Е. Крамаревская*
Корректор *Е. Е. Крамаревская*
Компьютерная верстка *Н. Ю. Михайлов*

План выпуска 2017 г. Подписано в печать 08.02.2017.
Формат $60 \times 84 \frac{1}{16}$. Бумага офсетная. Гарнитура Times.
Уч.-изд. л. 2,3. Усл. печ. л. 2,8. Тираж 50 экз. Заказ № 32.

Издательство Уральского университета
620000, Екатеринбург, ул. Тургенева, 4

Отпечатано в Издательско-полиграфическом центре УрФУ.
620000, Екатеринбург, ул. Тургенева, 4.

Тел.: +7 (343) 350-56-64, 350-90-13.

Факс: +7 (343) 358-93-06.

E-mail: press-urfu@mail.ru

Для заметок

