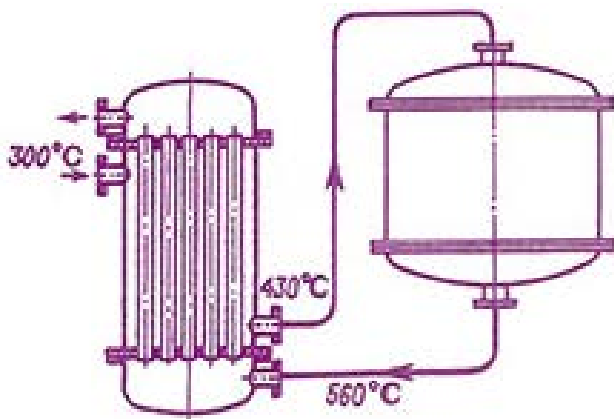


В. Н. ДОЛГУНИН, В. А. ПРОНИН

БИОТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ



Тамбов
Издательский центр ФГБОУ ВО «ТГТУ»
2020

Министерство науки и высшего образования Российской Федерации
Федеральное государственное бюджетное образовательное
учреждение высшего образования
«Тамбовский государственный технический университет»

В. Н. ДОЛГУНИН, В. А. ПРОНИН

БИОТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ

Утверждено Учёным советом университета
в качестве учебного пособия для студентов 3 курса
направления 19.03.01 «Биотехнология» очной формы обучения



Тамбов
Издательский центр ФГБОУ ВО «ТГТУ»
2020

УДК 66.01(075.8)

ББК *з*280.73я73

Д64

Рецензенты:

Доктор технических наук, профессор кафедры
«Технологические процессы, аппараты и техносферная безопасность»
ФГБОУ ВО «ТГТУ»

В. Я. Борщев

Кандидат технических наук, инженер-технолог ООО «ДИАРИТ»

А. А. Ермаков

Д64

Долгунин, В. Н.

Биотехнологические процессы и аппараты : учебное пособие /
В. Н. Долгунин, В. А. Пронин. – Тамбов : Издательский центр
ФГБОУ ВО «ТГТУ», 2020. – 80 с. – 300 экз.

ISBN 978-5-8265-2291-2

Рассматриваются основные технологические процессы и аппараты биотехнологической промышленности – гидромеханические, тепловые, массообменные, химические и механические. Представлены теоретические основы типовых процессов биотехнологии, принципы действия важнейших аппаратов.

Предназначено для студентов 3 курса направления 19.03.01 «Биотехнология» по дисциплине «Биотехнологические процессы и аппараты» очной формы обучения.

УДК 66.01(075.8)

ББК *з*280.73я73

ISBN 978-5-8265-2291-2

© Федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение высшего образования «Тамбовский государственный технический университет» (ФГБОУ ВО «ТГТУ»), 2020

ВВЕДЕНИЕ

Основная цель курса «Биотехнологические процессы и аппараты» – научить будущих специалистов оценивать эффективность процессов и оборудования биотехнологии с кинетической позиции процессов и аппаратов. Курс основывается на общих законах физики и химии и служит основой для теории биотехнологии. Освоение курса позволяет специалистам рационально выбрать технологический процесс, определить его оптимальные параметры, выявить пути интенсификации существующих процессов и совершенствования оборудования, провести технологический расчёт оборудования, основываясь на научно обоснованной базе. Курс относится к разделу общеинженерных дисциплин, прямо формирующих квалификацию инженера биотехнологического производства (БТП).

1. КЛАССИФИКАЦИЯ ПРОЦЕССОВ И АППАРАТОВ

Процессы и аппараты принято разделять в зависимости от закономерностей (кинетики, динамики, статики, физических и химических процессов), реализуемых соответствующих технологий.

Гидромеханические процессы: к ним относятся процессы, скорость которых определяется гидродинамикой. К таким относятся:

- осаждение взвешенных частиц жидкой или газообразной среды под действием гравитации, центробежных сил или сил электрического поля;
- фильтрование жидкостей или газов либо через полупроницаемую перегородку, либо через слой зернистой среды под действием разности давлений;
- перемешивание неоднородных жидкостей (суспензий, эмульсий, газожидкостных смесей);
- псевдооживление твёрдых, сыпучих материалов.

Тепловые процессы: к ним относятся процессы, скорость протекания которых определяется законами теплопередач. В эту группу входят:

- нагревание;
- охлаждение;
- упаривание;
- конденсация.

Массообменные процессы: к этой группе процессов относятся процессы, скорость протекания которых обуславливается законами массопередач, т.е. переноса веществ между фазами и внутри фаз. Так же их принято называть диффузионными, поскольку их кинетика, по сути, является диффузионной. К массообменным (диффузионным) процессам относятся:

- абсорбция;
- адсорбция;
- десорбция;
- ректификация;
- экстракция;
- экстрагирование;
- сушка.

Протекание некоторых диффузионных процессов обусловлено переносом тепла из одной фазы в другую. Процессы, в которых взаимосвязаны массо- и теплоперенос называются тепломассообменными, например, сушка.

Химические процессы: к этой группе процессов относятся процессы, скорость протекания которых определяется законами химической кинетики. Химические процессы сопровождаются превращением веществ с изменением физических и химических свойств. Химические процессы в БТП широко используются в биотехнологии на стадиях подготовки питательных сред и выделения целевых продуктов. Например, гидролиз растительного сырья.

Биохимические процессы: к ним относятся процессы, скорость протекания которых определяется кинетикой биохимических превращений, кинетикой роста популяции и т.п. К этим процессам относятся: процесс получения биомассы микроорганизмов и различного рода процессы биоконверсий с использованием вторичных метаболитов.

Механические процессы: к ним относятся процессы, которые направлены на изменение свойств материалов (физико-механических свойств, таких как: размер частиц, пластические свойства, изменение состава смесей) за счёт механического воздействия на исходные материалы. К таким процессам относятся: измельчение твёрдых материалов, формование, классификация сыпучих материалов по размеру частиц, смешивание сыпучих, пастообразных и жидких материалов и др.

Анализ приведённой классификации показывает, что в её основе лежат различные кинетические закономерности процессов. В соответствии с этой классификацией процессов различают следующие группы аппаратов/машин:

- гидромеханические аппараты;
- тепловые аппараты;
- массообменные аппараты;
- химическая аппаратура (реакторы);
- биореакторы, ферментаторы;
- машины для механической переработки сырья, полуфабрикатов и продуктов.

2. ОБЩИЕ КИНЕТИЧЕСКИЕ ЗАКОНОМЕРНОСТИ ТЕХНОЛОГИЧЕСКИХ ПРОЦЕССОВ

Знание кинетических закономерностей и процессов является важным для подбора, расчёта процессов и оборудования, а также их совершенствование и интенсификация. Несмотря на физико-химические особенности ранее рассмотренных процессов, наука о процессах и аппаратах позволяет сформулировать их общие кинетические закономерности.

Скорость процесса прямо пропорциональна его движущей силе и обратно пропорциональна сопротивлению.

Величину, обратную сопротивлению процесса, принято называть коэффициентом скорости процесса.

В связи с этим определением представляется возможным выразить кинетические закономерности для каждой из групп процессов, основываясь на обще кинетическом законе.

Для гидромеханических процессов, например, для случая движения технологического потока через аппарат, можно записать:

$$\frac{dV}{Fd\tau} = \frac{\Delta P}{R_1} = K_1 \Delta P,$$

где V – объём протекающей жидкости; F – площадь рабочего сечения аппарата; τ – время; ΔP – движущая сила процесса (перепад давления); K_1 – коэффициент скорости гидромеханического процесса (обратная величина гидравлическому сопротивлению R_1).

Для теплопереноса кинетическое уравнение может быть записано в виде:

$$\frac{dQ}{Fd\tau} = \frac{\Delta T}{R_2} = K_2 \Delta T,$$

где Q – количество передаваемого тепла; F – поверхность теплообмена (теплопередачи); K_2 – коэффициент теплопередачи (величина обратная тепловому сопротивлению R_2); ΔT – движущая сила процесса теплопередачи (средняя разность температур между обменивающимися теплом средами на поверхности теплопередач).

Для процесса массопереноса из одной фазы в другую:

$$\frac{dM}{Fd\tau} = \frac{\Delta c}{R_3} = K_3 \Delta c,$$

где M – количество вещества, передаваемого из одной фазы в другую; F – площадь поверхности контакта фаз; K_3 – коэффициент массопередачи (величина обратная общему диффузионному сопротивлению массо-

переноса R_3); Δc – разность между равновесной и рабочей концентрацией вещества в фазах.

Для химических превращений:

$$\frac{dM}{Fd\tau} = \frac{f(c)}{R_4} = K_4 f(c),$$

где M – количество вещества, прореагировавшего в химическом процессе; V – объём реакционной среды (рабочий объём реактора); K_4 – коэффициент скорости химического процесса, который в общем случае зависит от диффузионной кинетики (скорость подхода реагентов друг к другу), а соответственно и от диффузионного сопротивления R_4 ; $f(c)$ – движущая сила процесса, которая является функцией концентраций реагирующих веществ.

Для биохимических превращений:

$$\frac{dM}{Fd\tau} = \frac{f_1(c)}{R_5} = K_5 f_1(c),$$

где $f_1(c)$ – движущая сила процесса, зависящая от концентрации субстрата и лимитирующей скорости; M – количество прореагировавших веществ при биоконверсии или прирост биомассы; K_5 – коэффициент скорости биоконверсии или скорости роста биомассы; R_5 – диффузионное сопротивление процессу по подводу какого-либо субстрата или реагирующих веществ друг к другу.

В процессе роста биомассы лимитирующей стадией скорости процесса является подвод газового субстрата (кислорода).

Для интенсификации процессов необходимо уменьшить сопротивление процессу, т.е. увеличить коэффициент скорости процесса, что следует из приведённых кинетических закономерностей. Это достигается за счёт воздействия на гидродинамическую обстановку аппарата (в рабочем объёме).

В процессах и аппаратах для изучения сложных технологических процессов разработан метод теории подобия, который позволяет объединить теоретический анализ процессов с практическим опытом. В большинстве случаев теоретическое описание осуществляется с использованием дифференциальных уравнений, полученных на основе теоретического анализа. С использованием теории подобия эти уравнения приводятся к обобщённой форме – критериальным уравнениям. Затем, с использованием опытных данных, критериальное уравнение приводится к расчётным зависимостям. При этом обобщённое критериальное уравнение конкретизируется за счёт введения коэффициентов, значения которых остаются неизменными в исследуемом диапазоне параметров процесса. Основа теории подобия используется для всех процессов.

3. ОСНОВНЫЕ ПРИНЦИПЫ РАСЧЁТА ПРОЦЕССОВ И АППАРАТОВ

Целью технологического расчёта процессов и аппаратов является определение основных технологических размеров, прямо влияющих на их технологические характеристики (производительность, качество продукта, определение энергопотребления и величины потоков перерабатываемого материала). Расчёт аппаратов проводится в определённой последовательности.

На первом этапе, исходя из законов гидро- и термодинамики, определяют условия равновесия и направления протекания процесса. По данным о равновесии назначают начальные и конечные параметры процесса.

На втором этапе, исходя из закона сохранения материи, составляют уравнение материального баланса: $\sum G_n = \sum G_k$, которое определяет равенство количества начальных материалов (G_n) с количеством конечных продуктов (G_k).

На третьем этапе определяют тепловой эффект процесса на основе закона сохранения энергии и составляют тепловой баланс. В общем виде уравнение теплового баланса имеет вид:

$$\sum Q_n + Q_p = \sum Q_k + Q_{\text{пот}},$$

где $\sum Q_n$ – тепло, поступающее в аппарат с исходными материалами и транспортными устройствами; Q_p – тепловой эффект процесса; $\sum Q_k$ – тепло, отводимое из аппарата с конечными продуктами и транспортными устройствами; $Q_{\text{пот}}$ – потеря тепла в окружающую среду.

На четвёртом этапе, по величинам, которые характеризуют рабочие параметры процесса, и равновесным параметрам вычисляют движущую силу процесса.

Затем, на основании кинетических законов для соответствующего процесса (гидродинамического, диффузионного, теплового, химического, биохимического), определяют коэффициент скорости процесса. С использованием полученных данных (движущая сила, скорость процесса), определяют основной технологический параметр аппарата (рабочий объём, площадь поперечного сечения – для гидродинамических; поверхность теплоотдачи, поверхность (площадь) межфазного контакта).

В соответствии с общим кинетическим законом процессов и аппаратов этот технологический параметр вычисляют с использованием следующей зависимости:

$$R_r = \frac{M}{DK},$$

где R_r – основной технологический параметр (размер) аппарата; M – общий технологический эффект процесса, протекающего в аппарате (количество перерабатываемого материала; теплоты передаваемой от одного технологического потока к другому; количество биомассы, накапливаемой в единицу времени и т.д.); D – движущая сила процесса (перепад давления, разность температур или концентраций и т.д.); K – коэффициент скорости процесса.

Из последней зависимости следует, что движущая сила и коэффициент скорости процесса являются основными кинетическими параметрами, определяющими технологический размер аппарата.

При выполнении технологического расчёта определение величин кинетических параметров является наиболее сложной и ответственной частью расчёта. Как правило, при расчёте приходится решать проблему масштабного перехода, т.е. переноса данных, полученных на одном аппарате (лабораторном), на промышленный объект.

При разработке процессов и аппаратов используют физическое и математическое моделирование. Физическое моделирование предполагает экспериментальное исследование объекта с использованием его физической модели с природой аналогичной разрабатываемому объекту, но отличающегося масштабом и другими технологическими параметрами. Масштаб модельного объекта обеспечивает благоприятные условия для получения экспериментальной информации объекта. Вследствие различия размеров физической модели и реального объекта, возникают проблемы масштабного перехода, которые решаются с использованием теории подобия и анализа размерности.

Математическое моделирование заключается в математическом описании взаимосвязи параметров, характеризующих соответствующий процесс или объект. Как правило, объект описывают системой дифференциальных уравнений, которые связывают основные параметры процесса. Если аналитическое решение системы уравнений математической модели не представляется возможным, то для получения расчётных результатов технологических параметров используют численные методы решения с применением ЭВМ.

4. ОБЩАЯ ХАРАКТЕРИСТИКА ПРОЦЕССОВ И АППАРАТОВ

По режиму функционирования различают процессы и аппараты периодические и непрерывные.

В периодическом процессе и аппарате отдельные его стадии осуществляются в одном месте, но последовательно идут друг за другом во времени.

В непрерывном процессе и аппарате все его стадии осуществляются одновременно, но в разных рабочих объёмах (местах аппарата).

Например, при организации процесса, включающего операции загрузки перерабатываемого материала, нагревания, перемешивания, охлаждения, выгрузки, процесс может быть осуществлён в периодическом и непрерывном режимах.

В периодическом режиме перечисленные стадии протекают в одном аппарате, но в разное время (рис. 4.1). Процесс протекает поэтапно в одном и том же рабочем объёме. Сначала загружают исходные материалы, затем нагревают рабочую среду через паровую рубашку при перемешивании. Потом перемешивают в течение регламентированного времени до достижения технологического результата. Затем охлаждают при перемешивании с использованием встроенного змеевикового теплообменника, через который пропускают охлаждающую воду (хладагент). На завершающей стадии продукт выгружают через штуцер в днище аппарата.

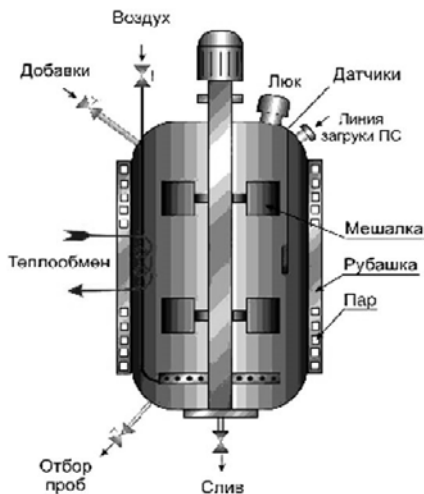
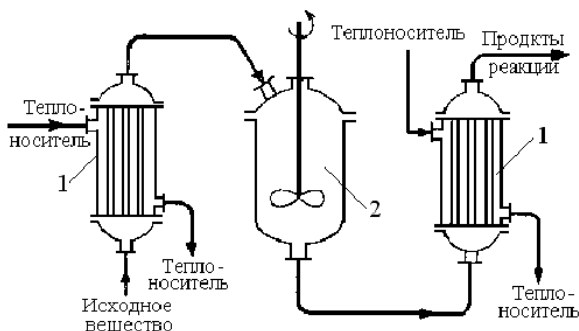


Рис. 4.1. Аппарат периодического действия



4.2. Аппарат непрерывного действия:
 1 – теплообменник; 2 – аппарат с мешалкой

В непрерывном процессе перечисленные стадии протекают одновременно, но в различных аппаратах (рис. 4.2).

Для характеристики периодических и непрерывных процессов используют следующие параметры, определяющие условия протекания процессов во времени.

Продолжительность процесса ($\tau_{\text{пр}}$) представляет собой время, необходимое для проведения всех операций переработки материалов: от их загрузки до выгрузки продукта. Этот параметр актуален для обоих видов процессов.

Период процесса (время цикла) – промежуток времени в рабочем цикле эксплуатации периодически действующего аппарата, который представляет собой промежуток времени от загрузки одной порции исходных материалов, до загрузки следующей партии: $\tau_{\text{ц}} = \tau_{\text{пр}} + \tau_{\text{всп}}$.

Непрерывные процессы характеризуются значительными преимуществами перед периодическими. Основными из преимуществ являются: возможность применения специализированного оборудования для выполнения отдельных операций, достижение стабильного качества продукта за счёт стабилизации процесса во времени, которое обеспечивает, кроме того, благоприятные условия для регулирования процесса и его автоматизации. Вследствие этих преимуществ существует тенденция в замене периодических процессов на непрерывные.

Одной из важнейших характеристик непрерывно действующих аппаратов является гидродинамическая структура потока, которая используется для определения характера движения микро- и макрообъектов в рабочем объёме аппарата. В зависимости от параметров структуры потока непрерывно действующие аппараты делятся на аппараты:

- полного (идеального) вытеснения;
- полного (идеального) перемешивания;
- промежуточного типа.

В аппаратах идеального вытеснения микро- и макрообъёмы рабочей среды перемещаются в отсутствии их продольного перемешивания и, как правило, без какого-либо значительного радиального (поперечного) перемешивания. Такой режим ещё называют поршневым.

При идеальном перемешивании микро- и макрообъёмы рабочей среды в аппарате хаотически перемешиваются в рабочем объёме и, с равной вероятностью, каждый из них может оказаться в любой точке рабочего объёма.

В аппаратах промежуточного типа, к которому относится большинство реальных аппаратов, имеют признаки как одного, так и другого течения рабочей среды. Реально в аппаратах отсутствуют идеальные формы структур и потоков. Эти формы могут быть использованы как более или менее адекватное приближение к идеалу.

Технологические процессы характеризуются комплексом технологических параметров (температура, концентрация, рН и т.д.), которые в зависимости от характера потока будут иметь определённый характер распределения в рабочем объёме.

В качестве примера проанализируем характер изменения параметра «температура» в аппаратах с различной структурой потоков и оценим влияние их на движущую силу потока при нагреве жидкости конденсирующимся насыщенным паром.

Нагрев при конденсации насыщенного пара протекает при температуре нагревающего агента равной температуре конденсации (t_s). Нагрев происходит через разделительную перегородку, вдоль которой протекает нагреваемая жидкость.

Для аппарата идеального вытеснения температура нагреваемой среды плавно изменяется по длине аппарата от начальной до конечной температуры (рис. 4.3). Это происходит вследствие того, что вновь поступающие (последующие) объёмы не смешиваются с движущимися впереди, т.е. предыдущие порции материалов идеально вытесняются последующими.

Для аппарата идеального смешения все микро- и макрообъёмы технологического потока (поступающие и вновь поступившие) идеально перемешиваются. В итоге температура нагревания среды при поступлении в рабочий объём аппарата скачкообразно изменяется и становится равной её конечному значению (рис. 4.4). Температура нагреваемой среды постоянна во всём объёме и равна конечной.

Очевидно, что в реальных аппаратах (промежуточного типа) изменение температуры нагреваемой среды будет занимать положение промежуточное для названных идеальных случаев (рис. 4.5). В таких аппаратах отсутствует полное смешение потока, но и нет идеального вытеснения.

Наблюдаемые изменения позволяют оценить изменение движущей силы процесса теплопередачи. В данном случае движущая сила определяется как разность t_s и t нагреваемой среды: $D = t_s - t$.

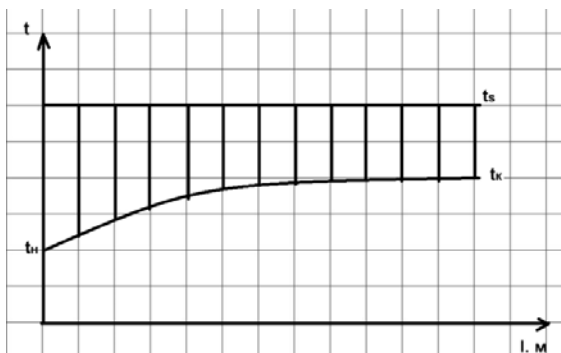


Рис. 4.3. График изменения температуры для аппарата идеального вытеснения

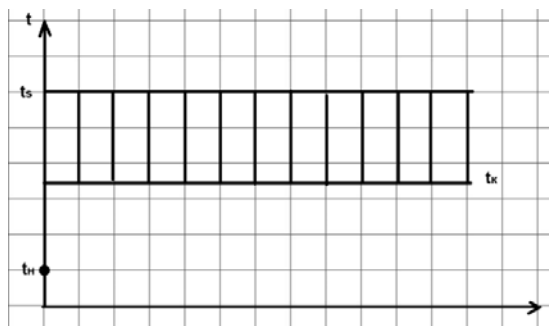


Рис. 4.4. График изменения температуры для аппарата идеального смешения

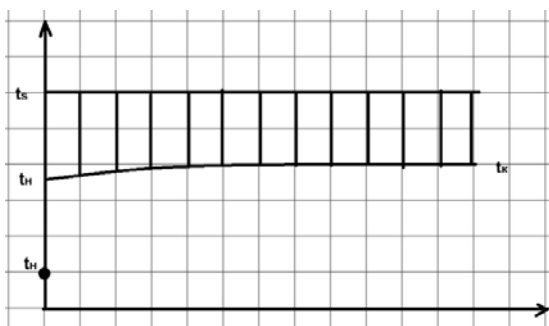


Рис. 4.5. График изменения температуры для аппарата смешенного типа

Из приведённых зависимостей видно, что среднее значение движущей силы, которая пропорциональна площадям фигур, образованным линиями t_s и t , имеет наибольшее значение для аппарата идеального вытеснения. Наименьшее значение движущей силы имеет место для аппа-

рата идеального перемешивания. Некоторым промежуточным значением характеризуются аппараты промежуточного типа.

Однако характеристики структуры потока влияют не только на движущую силу процесса. Причем с повышением турбулизации (перемешиванием) потока, коэффициенты скорости диффузионных и тепловых процессов увеличиваются. С целью достижения высоких значений движущей силы процесса и коэффициента скорости их протекания, используют принцип секционирования рабочего объема аппарата, работающего в режиме интенсивного перемешивания. Альтернативой секционирования может быть использование вместо одного аппарата каскада аппаратов с интенсивным перемешиванием (рис. 4.6, 4.7).

С увеличением числа секций гидродинамическая структура потока приближается к такой, как при идеальном вытеснении. Установлено, что при большом числе секций (аппаратов) идеального перемешивания в их последовательном каскаде структура потока соответствует идеальному вытеснению (число аппаратов 8 – 12).

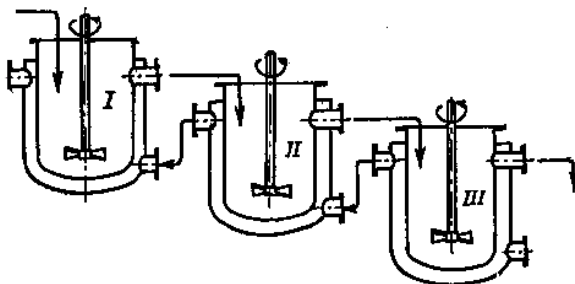


Рис. 4.6. Каскад аппаратов с мешалками

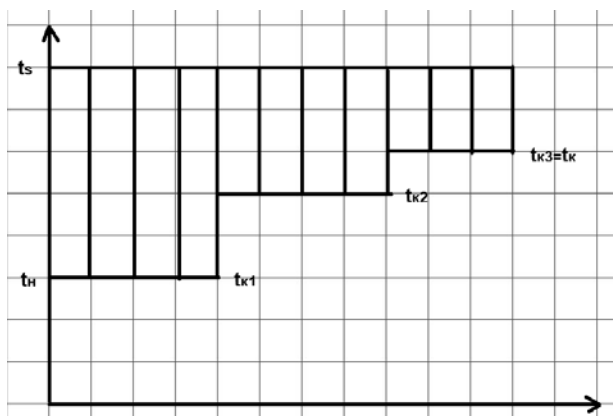


Рис. 4.7. График изменения температуры для каскада аппаратов с мешалками

Для изучения структуры потока в аппарате широко используют индикаторный метод. В соответствии с этим методом, в поток вещества, поступающего в аппарат, вводится небольшая доза меченого вещества (индикаторного). Для того, чтоб индикатор не вносил возмущений в гидродинамику потока, его объём должен быть достаточно малым, а свойства меченого вещества должны быть идентичными свойствам вещества, поступающего на переработку. В идеальном варианте индикатор должен отличаться от основного вещества только по цвету. Режим ввода индикатора может быть либо импульсивным (введение дозы за бесконечно малый промежуток времени по сравнению со средним временем пребывания вещества в аппарате), либо распределённым во времени по определённому закону. После ввода индикатора определяют концентрацию индикатора на выходе из аппарата, либо массу индикатора, выходящего в единицу времени. В результате получают кривую отклика на ввод индикатора или распределение материала-индикатора по времени пребывания в аппарате (рис. 4.8).

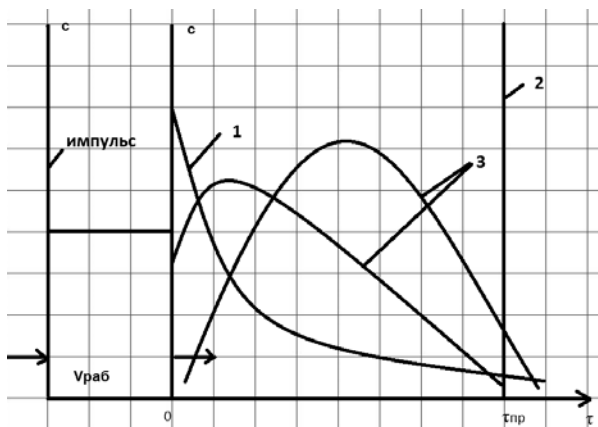


Рис. 4.8. Кривые отклика на импульсный ввод индикатора в непрерывно действующем аппарате:

- 1 – идеального перемешивания; 2 – идеального вытеснения;
3 – промежуточного типа

5. ОПРЕДЕЛЕНИЕ ТЕХНОЛОГИЧЕСКИХ РАЗМЕРОВ АППАРАТА В ЗАВИСИМОСТИ ОТ КИНЕТИЧЕСКИХ ХАРАКТЕРИСТИК ПРОЦЕССА

С технологическим расчётом аппарата на основе кинетических характеристик процесса (коэффициент скорости, движущая сила) познакомимся на примере расчёта массообменного аппарата, в котором массообмен распределён по объёму, а структура потока соответствует полному вытеснению.

Пусть концентрация вещества в перерабатываемом материале изменяется от начального до конечного значения x . Предельная (равновесная) концентрация: $x_p = a$.

В таком случае движущая сила процесса будет изменяться по длине аппарата и определяться как разность между равновесной (предельной) концентрацией и рабочей: $\Delta x = a - x$.

Поскольку процесс массопередачи протекает в объёме, то кинетическое уравнение процесса будет записываться с использованием объёмного коэффициента массопередачи, и будет иметь вид:

$$\frac{dM}{V_p d\tau} = K_v \Delta x,$$

где M – масса получаемого продукта; dM – приращение массы; V_p – рабочий объём аппарата; K_v – объёмный коэффициент массопередачи.

Это уравнение аналогично ранее приведённому для массообменных процессов и получается путём замены в последнем площади F на рабочий объём V_p и коэффициента поверхностного на объёмный.

Это уравнение можно представить в интегральной форме:

$$\frac{M}{V_p \tau} = K_v \Delta x_m, \quad (5.1)$$

где τ – время пребывания материала в аппарате; Δx_m – среднее значение движущей силы массопередачи в рабочем объёме.

В общем случае Δx_m определяется как средняя интегральная величина:

$$\Delta x_m = \frac{1}{x_k - x_n} \int_{x_n}^{x_k} \Delta x dx.$$

В выражении (5.1) отношение M/τ представляет собой массовый расход перерабатываемого материала: $M/\tau = M_\tau$, тогда (5.1) можно представить в виде:

$$V_p = \frac{M_\tau}{K_v \Delta x_m}. \quad (5.2)$$

С учетом того, что массовый расход можно выразить через объёмный, (5.2) можно переписать так:

$$V_p = \frac{V_\tau (x_k - x_n)}{K_v \Delta x_m}. \quad (5.3)$$

С другой стороны, для аппарата идеального вытеснения, V_p можно определить через время пребывания (обработки) материала в аппарате τ , а именно:

$$V_p = V_\tau \tau. \quad (5.4)$$

Путём сравнения (5.3) и (5.4) можно прийти к выводу о равенстве τ с комплексом выражения (5.3):

$$\tau = \frac{(x_k - x_n)}{K_v \Delta x_m}.$$

Таким образом, для расчёта V_p можно использовать выражения (5.2), (5.3) и (5.4). При этом в последнем выражении τ является комплексной кинетической характеристикой, отражающей влияние на скорость процесса, коэффициента скорости (сопротивления) и движущей силы процесса. Если V_p оказывается слишком большим, то вместо одного аппарата используют несколько аппаратов меньшего объёма.

Расчёт аппарата полного перемешивания проводят с учётом того, что рабочая концентрация перерабатываемого материала равна конечной ($x = x_k$), поэтому при использовании полученных расчётных зависимостей вместо среднего значения движущей силы Δx_m используют разность $a - x_k$.

Расчёт аппарата периодического действия. При расчёте такого аппарата обычно задают (определяют) объёмную производительность по перерабатываемому материалу в единицу времени (V_τ) и период протекания процесса (цикл) ($\tau_{ц}$).

Рабочий объём аппарата может быть определён как:

$$V_p = V_\tau \tau_{ц}.$$

С учётом коэффициента заполнения, объём аппарата будет определяться так:

$$V_a = (V_\tau \tau_{ц}) / K_3;$$

$$\tau_{ц} = \tau_{пр} + \tau_{всп};$$

где K_3 – коэффициент заполнения аппарата; $\tau_{пр}$, $\tau_{всп}$ – время процесса и вспомогательных операций, соответственно.

Полученная расчётная зависимость $\tau_{ц}$ комплексно учитывает все затраты времени на организацию процесса и соответственно его кинетические характеристики (коэффициент скорости, движущую силу). Определение времени является наиболее сложной задачей расчёта и связана она с расчётом динамики его протекания в нестационарном режиме.

На практике продолжительность процесса часто определяются по опытным данным, либо экспериментальным, либо регламентным для производств-аналогов.

6. НЕКОТОРЫЕ ПОЛОЖЕНИЯ ТЕОРИИ ПОДОБИЯ

Процессы биохимической технологии являются весьма сложными; их математическое описание в большинстве случаев представляется сложными дифференциальными уравнениями, которые только приближённо отражают закономерности их протекания. В связи с этим, для описания процессов необходимо привлечение опытных данных. Для получения корректных опытных данных, обладающих прогностической силой, необходимо использование теории постановки опытов и обработки их результатов.

Приобщение опытных данных к прогнозированию закономерностей процессов возможно только при наличии теории постановки опытов и обработки их результатов. В противном случае опытный результат будет иметь силу только конкретных условий опыта и не может быть использован для прогнозирования процесса в иных условиях. Теория подобия процессов позволяет определить условия экспериментальных работ, при которых необходимое число опытов будет минимальным; определить наименьшее число параметров, которое нужно измерить в опытах; определить область (границу области), в которой можно использовать полученные результаты для прогнозирования.

Использование теории подобия инженерами позволяет на практике применять уравнения, полученные с использованием теории подобия. Уравнения, расчётные зависимости, полученные с применением теории подобия, строятся на основании специальных методов обработки дифференциальных уравнений, описывающих изучаемый процесс. Дифференциальные уравнения описывают процесс не во всём объёме, а в некоторой элементарной его части в течение элементарного малого промежутка времени. Объём и промежуток времени настолько малы, что могут быть приняты за соответствующие дифференциалы. Взаимосвязь параметров устанавливается с использованием общефизических законов. При этом дифференциальные уравнения не учитывают частных особенностей процесса, особых условий его протекания и поэтому описывают целый класс процессов, состоящих из множества однородных процессов.

Для описания конкретного процесса дифференциальными уравнениями их необходимо дополнить информацией, характерной только для конкретного процесса. Такая информация (данные) называется условием однозначности. К условиям однозначности относятся: геометрические размеры и формы рабочего объёма аппарата; физические свойства среды,

которые существенно влияют на протекание процесса; граничные условия, характеризующие взаимодействия объекта (рабочего объёма) с окружающей средой и рядом расположенными объектами. Начальное состояние объекта (рабочей среды), т.е. комплекс характеризующих состояние объектов в начальный момент времени. Формулировка условий однозначности в сочетании с дифференциальным уравнением, описывающим объект, позволяет выделить из класса процессов один единственный процесс. При проведении опытов эксперимента, исследование процесса протекает в аппарате конкретного размера и формы с использованием среды, имеющей определённые физические свойства, в конкретных начальных и граничных условиях. Полученные в таких опытах результаты соответствуют конкретным условиям однозначности и характеризуют, таким образом, конкретный технологический процесс, точно так же как и конкретные численные решения дифференциальных уравнений. Переносить опытные данные такого процесса на целый класс или группу аналогичных процессов не предоставляется возможным, а теория подобия позволяет распространить данные конкретного опыта на определённую группу одного класса с использованием правил задания условий однозначности. Для этого, с целью выделения группы подобных процессов из класса условий однозначности, задаются в форме произведения соответствующих параметров однозначности с применением постоянных численных множителей. В группе процессов, выделенных таким образом, отдельные процессы настолько похожи друг на друга, что их можно рассматривать как единый процесс, в котором отдельные процессы отличаются друг от друга только масштабом. Это достигается за счёт соблюдения подобия условия однозначности. Подобие условий однозначности включают: геометрическое, временное подобие, подобие физических величин (полей физических величин), подобие граничных и начальных условий.

Геометрическое подобие технологических объектов соблюдается, если отношение всех сходственных размеров для двух объектов является величиной постоянной, а углы равны между собой (соответственные), т.е. имеет место различие объектов только по масштабу.

$$\frac{\ddot{l}_1}{\dot{l}_1} = \frac{\ddot{l}_2}{\dot{l}_2} = \dots = K_l,$$

где K_l – множитель линейного (масштабного) преобразования; \ddot{l}_i, \dot{l}_i – соответствующие размеры аппарата.

Временное подобие соблюдается в том случае, если отношение сходственных интервалов времени в двух процессах является постоянной

величиной. Под сходственными интервалами понимают такие интервалы времени, в течение которых протекает одна и та же стадия процесса. Временное подобие описывается так:

$$\frac{\ddot{\tau}_1}{\dot{\tau}_1} = \frac{\ddot{\tau}_2}{\dot{\tau}_2} = \dots = K_\tau,$$

где K_τ – множитель временного преобразования, являющийся константой для двух процессов (для третьего уже другой).

С учётом этого соотношения в таком же отношении K_τ будет и общая продолжительность процесса:

$$\frac{\ddot{\tau}}{\dot{\tau}} = K_\tau.$$

Временное подобие процессов принято называть гомохромностью. Если процессы протекают одновременно и соотношение сходственных интервалов равно единице, то такие процессы называют синхронными.

Подобие физических величин имеет место для двух процессов, если отношение этих величин в сходственные моменты времени являются величиной постоянной:

$$\frac{\ddot{\rho}_1}{\dot{\rho}_1} = \frac{\ddot{\rho}_2}{\dot{\rho}_2} = \dots = K_\rho,$$

где K_ρ – множитель преобразования физических величин.

Если значение физических величин не постоянно по рабочему объёму, то для подобных процессов должно соблюдаться подобие полей физических величин.

Поле физической величины называют совокупность мгновенных её значений во всём рабочем объёме. Подобие полей физических величин соблюдается, если отношение значений этих величин одинаково (является величиной постоянной) для подобных процессов в сходственных точках объёма и в сходственные моменты времени. Множители преобразования в общем случае отличаются друг от друга, для подобных процессов каждый из них является постоянной величиной.

Подобие граничных условий соблюдается, если все значения величин, характеризующих эти условия для сходственных точек и в сходственные моменты времени для двух объектов находятся в постоянных соотношениях. Понятие подобных процессов является более общим по сравнению с понятием подобие условия однозначности. Подобие про-

цессов относится ко всему рабочему объёму, включая его границы, подобие же условий однозначности относится ко всему объёму только в начальный момент времени, а в дальнейшем имеет место только на границе объёмов.

Отсюда следует, что процессы подобны тогда, когда они описываются одними и теми же дифференциальными зависимостями при подобных условиях однозначности. Подобные процессы принадлежат к одному классу и описываются одним и тем же дифференциальным уравнением, которое устанавливает взаимосвязь между параметрами, описывающими процесс. В общем виде эту зависимость можно представить так:

$$F(\dot{l}, \dot{\tau}, \dot{\rho} \dots) = 0;$$

$$F(\ddot{l}, \ddot{\tau}, \ddot{\rho} \dots) = 0 \text{ или } F(K_l \dot{l}, K_\tau \dot{\tau}, K_\rho \dot{\rho} \dots) = 0.$$

Приведённое уравнение для первого и второго процессов в случае их подобия не должны отличаться друг от друга. Отсюда следует вывод, что для обеспечения подобия процессов необходимо соблюсти такие условия, чтобы умножение параметров на множитель преобразования не приводило к изменению уравнения.

Теория подобия позволяет определить и выдержать условия, при которых использование множителей преобразования не изменяет кинетические уравнения процесса. Процедуру определения таких условий представим на примере анализа функциональной зависимости для второго закона Ньютона.

$$F = m \frac{dw}{d\tau}.$$

Правая и левая части выражения всегда имеют одинаковую размерность, поэтому в результате деления одной части уравнения на другую получают безразмерный параметр, величина которого равно 1.

$$\frac{Fd\tau}{mdw} = 1.$$

Для двух подобных процессов:

$$\frac{\dot{F}d\dot{\tau}}{\dot{m}d\dot{w}} = 1. \quad (*)$$

$$\frac{\ddot{F}d\ddot{\tau}}{\ddot{m}d\ddot{w}} = 1.$$

Вследствие подобия этих процессов с учётом множителей преобразования можно записать для второго процесса:

$$\frac{K_F \dot{F} dK_\tau \dot{\tau}}{K_m \dot{m} dK_\omega w} = 1.$$

После вывода множителей преобразования скорости и времени из-под знака дифференциала получим:

$$\frac{K_F K_\tau \dot{F} d\dot{\tau}}{K_m K_\omega \dot{m} dw} = 1. \quad (**)$$

Уравнение (*) и (**) описывают подобные процессы и поэтому не могут отличаться друг от друга. Откуда следует, что первый множитель из уравнения (**) должен быть равен 1. Полученное соотношение множителей преобразования физических величин определяет условие «подобного» перехода. Полученное соотношение показывает, что выбор множителей преобразования при переходе от одного подобного процесса к другому не является произвольным.

В рассматриваемом примере имеется возможность произвольного выбора только трёх множителей, четвёртый же должен быть определён из соотношения множителей, равного 1. Множители в последнем выражении можно преобразовать:

$$\frac{\frac{\ddot{f}}{\dot{f}} \frac{\ddot{\tau}}{\dot{\tau}}}{\frac{\ddot{m}}{\dot{m}} \frac{\ddot{w}}{\dot{w}}} = 1.$$

Из этого выражения следует, что:

$$\frac{\dot{F} d\dot{\tau}}{\dot{m} dw} = \frac{\ddot{F} d\ddot{\tau}}{\ddot{m} dw} = idem,$$

где *idem* следует понимать как одно и то же, тождественно.

Этот термин не следует понимать как константу для подобных процессов. В подобных процессах эти комплексы изменяются в пространствах и времени, но в подобных точках пространства и в подобные моменты времени комплексы принимают одинаковое значение и их соотношение равно 1. Безразмерные комплексы, составленные по аналогичным правилам, в теории подобия называются числами подобия. Числа эти обычно обозначают двумя буквами из фамилий учёных, которые известны своими работами в соответствующей области знаний. Полученное число

называют числом Ньютона. Это число определяет механическое подобие и записывается в виде:

$$Ne = \frac{f\tau}{mw}.$$

По аналогии с выполненными операциями преобразований дифференциальных уравнений, числа подобия можно получить из дифференциальных уравнений любой сложности по следующей схеме:

1 – записываем дифференциальное уравнение, описывающее изучаемый процесс;

2 – получаем из дифференциального уравнения безразмерные комплексы путём деления обеих частей на правую или левую часть. При наличии в уравнении множества слагаемых, все слагаемые делятся на одно из них;

3 – вычёркиваем символы дифференцирования, включая символ порядка дифференцирования (символы, показывающие степень дифференцирования, сохраняются), исключаются символы суммирования аналогичных членов, а также индексы, указывающие направление.

Такой подход получения чисел подобия используется во всех курсах процессов и аппаратов.

Наряду с числами подобия, полученными из дифференциальных уравнений, используют числа подобия, характеризующие условия задачи исследования. Например, при изучении движения жидкости в трубах, в качестве такого условия используют отношение длины трубы к диаметру; при движении жидкости в змеевиках им является отношение диаметра трубы змеевика к радиусу. Числа подобия, которые получены как соотношения двух однородных (одноимённых) величин, отражающих условия задачи исследования, называют параметрическими числами подобия.

Если в числа подобия входит какой-либо линейный размер, то в качестве такого выбирают размер, наиболее полно характеризующий изучаемый объект. При изучении движения жидкости в трубах или жидкости обтекающей трубы в качестве характерного размера используют диаметр трубы. Размер, характеризующий рассматриваемую систему и включенный в числа подобия, принято называть характерным линейным размером.

Для обеспечения подобного явления необходимо подобие явлений и условий однозначности. В связи с этим, для обеспечения подобия необходимо выполнить условия равенства чисел подобия, которые составлены только из физических величин, входящих в условие однозначности. Такого рода определяющие числа подобия называют критериями подобия (определяющими критериями). Равенство этих критериев подобия являет-

ся условием подобия процесса. Если в условие подобия входит хотя бы одна физическая величина, не входящая в условие однозначности, то такие соответствующие числа называют определяемыми или не определяющими. Очевидно, что не определяющие числа тоже равны в подобных процессах. При подобии процессов равны все числа подобия (параметрические, определяющие, не определяющие). Следует, что не определяющие числа можно выразить как функцию от определяющих и параметрических чисел. Такого рода функциональные зависимости распространяются на группу подобных процессов и называются уравнениями подобия.

Уравнения подобия играют важную роль в инженерной практике, поскольку позволяют данные одного опыта, использовать на целую группу подобных процессов. Конкретный вид определяется опытным путём. Обычно уравнение записывается в виде степенных функций или в виде графика. Процедура определения коэффициентов, показателей степеней в уравнении подобия заключается в следующем: при известной структуре уравнения подобия проводят серию опытов, каждая из которых предназначена для определения одного из показателей степени для конкретного определяющего числа подобия или параметрического числа подобия. Например, пусть не определяющее число подобия является функцией определяемого числа подобия и параметрического числа подобия. В таком случае соответствующее уравнение подобия можно записать в следующем общем виде:

$$K_{\text{но}} = AK_{o1}^a K_{o2}^b K_{\text{п}}^c.$$

Коэффициенты A , a , b , c определяются опытным путём. В каждой серии опытов, посвящённых определению какой-либо постоянной, фиксируют значения двух и определяющих чисел подобия в правой части и исследуют зависимость не определяющего числа от интересующего. Полученную экспериментальную зависимость представляют в логарифмических координатах (логарифмируют) и в результате находят показатель степени влияния определяющего числа на не определяющее.

7. МЕТОД АНАЛИЗА РАЗМЕРНОСТЕЙ ПРИ ИЗУЧЕНИИ ПРОЦЕССОВ

При изучении очень сложных процессов, для которых нет возможности записать дифференциальное уравнение, используется метод анализа размерностей. Использование метода возможно только в том случае, если имеются опытные данные по его изучению, которые позволяют определить все параметры, которые существенно влияют на протекание процесса. Например, при исследовании динамики течения жидкости в трубах, в результате опыта стало известно, что потеря напора или перепад давления зависят от длины и диаметра трубы, плотности жидкости, её вязкости и скорости жидкости, т.е.:

$$\Delta P = f(l, d, \rho, \mu, w),$$

конкретный вид функции неизвестен.

Метод анализа размерностей позволяет из зависимостей подобного вида получать уравнения подобия (критериальное). При этом обязательно соблюдать условие того, чтобы единицы измерения всех физических величин были выражены в одной системе единиц. Аппарат теории подобия с использованием метода анализа размерности позволяет определить количество чисел подобия, которые будут входить в критериальное уравнение. С этой целью применяют π -теорему, которая заключается в следующем: если общая функциональная зависимость связывает между собой n размерных величин, для записи размерности которых используется m единиц размерности, то общее количество чисел подобия будет определяться разностью $n - m$.

В рассматриваемом примере $n = 6$. Вычислим значение m первичных единиц измерений.

$$\Delta P, \text{ кг/м} \cdot \text{с}^2; \quad l, \text{ м}; \quad d, \text{ м}; \quad \rho, \text{ кг/м}^3; \quad \mu, \text{ Па} \cdot \text{см}; \quad w, \text{ м/с} \Rightarrow m = 3.$$

Таким образом, количество чисел подобия, необходимых для описания процесса, будет равно: $n - m = 6 - 3 = 3$.

Путём стандартной процедуры преобразования и анализа размерностей находят соответствующие числа подобия, а именно:

$$\frac{\Delta P}{\rho w^2}; \quad \frac{l}{d}; \quad \frac{wd\rho}{\mu}.$$

8. ГИДРОМЕХАНИЧЕСКИЕ ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ

В БТП многие процессы сопровождаются образованием жидких неоднородных систем, суспензий, эмульсий, газожидкостных смесей. В технологических процессах в связи с этим возникают задачи либо обеспечения однородности таких смесей, либо их разделения. Для осуществления таких технологических операций используются различные процессы и оборудование, а именно: смесители, фильтры, сепараторы, центрифуги, отстойники и т.д. Закономерности протекания таких процессов описываются законами гидродинамики.

Гидрокинетика – часть гидродинамики, которая изучает теоритические основы гидромеханических процессов с целью определения кинетических характеристик (движущей силы, сопротивления), определяющих скорость протекания процесса.

В гидрокинетике различают две основные задачи: внешнюю и внутреннюю. Внешняя задача связана с рассмотрением закономерностей обтекания отдельных тел потоком жидкости, а внутренняя задача посвящена изучению закономерностей движения жидкости внутри каналов, образующих твёрдыми телами.

Классификация жидких неоднородных сред и гидромеханических процессов. Неоднородные жидкие системы состоят как минимум из двух фаз: дисперсной (внутренней), находящейся в раздробленном состоянии и дисперсионной среды (внешней фазы), которая окружает диспергированную фазу. Основными процессами, которые изучает гидрокинетика являются осаждение и фильтрование. С использованием этих процессов обрабатываются многие дисперсные системы, которые разделяют на следующие виды: пыль (система, состоящая из газа и распределённых в нём твёрдых частиц с размером от 5 до 50 мкм); дым (система, состоящая из газа и распределённых в нём частиц с меньшим размером – 0,5...5,0 мкм – которые образуются при горении); туман (система, состоящая из газа и распределённых в нём капель жидкости – 0,3...5,0 мкм), формируется в результате конденсации.

Системы, состоящие из твёрдых или жидких частиц, взвешенных в газообразной среде, называют аэрозолями.

Суспензия (система жидкость + твёрдые вещества/частицы): в зависимости от размеров частиц: грубые (более 100 мкм); тонкие (менее 50 мкм). Суспензии с размером частиц менее 0,1 мкм называют коллоидным раствором.

Эмульсия (жидкая неоднородная система, состоящая из двух и более жидких фаз нерастворимых друг в друге) представляет собой жидкую сплошную фазу, в которой диспергированы капли другой жидкости. Размер дисперсных частиц колеблется в очень широких пределах.

Пена – система, состоящая из жидкой сплошной фазы, в которой распределены пузырьки газа.

Для эмульсий и пен возможен переход дисперсной фазы в дисперсионную среду и наоборот. Такой переход называют инверсией фаз, которая возможна при определённом массовом соотношении дисперсной фазы и дисперсионной среды.

Важнейшими гидродинамическими процессами в БТП являются осаждение, фильтрование, псевдооживление дисперсной фазы и перемешивание в жидких средах.

В процессах осаждения имеет место перемещение частиц дисперсной фазы относительно неподвижной дисперсионной среды. Такое перемещение организуется за счёт гравитационных сил, поля центробежных сил, силы электрического поля. С учётом того, что является движущей силой процесса, различают процессы: отстаивания, циклонные процессы (центробежное разделение), электроочистка.

Напротив, при фильтровании дисперсионная внешняя фаза движется относительно неподвижного слоя частиц дисперсной фазы, которая образуется на полупроницаемой фильтрующей перегородке. Движущие силы фильтрования: разность давлений над и под фильтрующей перегородкой. Перепад давления может создаваться за счёт избыточного давления дисперсионной среды, вакуума под фильтрующей перегородкой или под действием центробежных сил. В последнем случае – центробежное фильтрование.

Псевдооживление – процесс воздействия на твёрдый дисперсный материал восходящим потоком жидкости или газа, при котором твёрдая дисперсная среда переходит в состояние, аналогичное по свойствам (по многим параметрам) жидкости. В процессе псевдооживления дисперсная фаза располагается над распределительной решёткой, которая обеспечивает распределение потока и предотвращает «провал» частиц.

Перемешивание имеет место либо для однородного распределения, либо для интенсификации массо- и теплообменных процессов за счёт перемещений обеих фаз и сообщения относительно высоких скоростей перемещения дисперсной и сплошной фаз. Процесс перемешивания происходит вследствие ввода механической энергии в перемешиваемую среду.

Кинетика осаждения. Осаждение может протекать под действием разных движущих сил. Для определения кинетических закономерностей этого процесса проанализируем движение дисперсной системы под действием силы тяжести G . В этом случае на частицу действует сила тяжести G . Выталкивающая сила A и сила вязкостного трения S (рис. 8.1).

Для выявления общих закономерностей рассмотрим частицу произвольной формы, объём которой пропорционален линейному размеру в кубе:

$$V = c_1 l^3,$$

где c_1 – коэффициент, зависящий от вида частицы, для сферической частицы $c_1 = 1$.

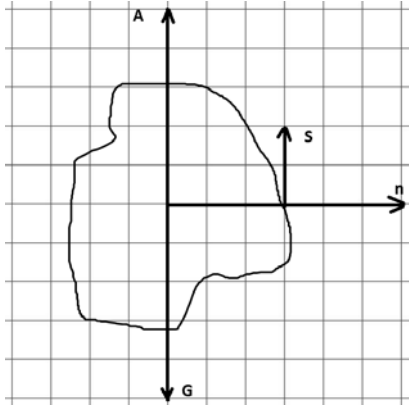


Рис. 8.1. Действие различных сил на частицу при осаждении

При известной плотности жидкости частицы, гравитационная и подъёмная силы могут быть выражены в виде:

$$G = c_1 l^3 \rho_T g;$$

$$A = c_1 l^3 \rho_{ж} g.$$

В соответствии с законом Ньютона–Петрова (вязкостного трения) сила трения, действующая на единицу поверхности обтекаемого тела со стороны жидкости:

$$S = \mu \frac{\partial w}{\partial n},$$

где μ – коэффициент вязкости жидкости (динамический); $\frac{\partial w}{\partial n}$ – скорость сдвига слоёв жидкости относительно друг друга в перпендикулярном к нормали направлении.

Интегральную силу вязкостного действия определяют от величины её поверхности и формы:

$$R = c_2 l^2 \mu \frac{\partial w}{\partial n}.$$

В соответствии со вторым законом механики (принцип Даламбера) равнодействующая сил тяжести, подъёмной и вязкостного трения будет равно силе инерции. Вследствие этого запишем уравнение:

$$c_1 l^3 (\rho_T - \rho_{ж}) g - c_2 l^2 \mu \frac{\partial w}{\partial n} = c_1 l^3 \rho_T \frac{dw}{d\tau}. \quad (8.1)$$

Уравнение (8.1) называют дифференциальным уравнением динамики осаждения частиц под действием силы тяжести.

В связи с трудностями решения этого уравнения в общем виде, для его использования в инженерной практике прибегают к применению теории подобия. С использованием теории подобия получают критериальное уравнение, позволяющее определять кинетические характеристики процесса осаждения. В соответствии с аппаратом теории подобия приведём полученное выражение (8.1) к безразмерному виду, путём деления всех членов уравнения на член в правой части уравнения:

$$\frac{\Delta \rho g d \tau}{\rho_{\tau} dw} - \frac{c_2}{c_1} \frac{\mu d \tau}{l \rho_{\tau} dn} - 1 = 0.$$

Умножим левую и правую части на безразмерное отношение плотностей и получим:

$$\frac{\Delta \rho g d \tau}{\rho_{\text{ж}} dw} - \frac{c_2}{c_1} \frac{\mu d \tau}{l \rho_{\text{ж}} dn} - \frac{\rho_{\tau}}{\rho_{\text{ж}}} = 0.$$

Далее вычёркиваем символ дифференцирования и заменяем символы направления n на характерный размер (линейный) l . Получим для второго слагаемого с учётом $l/\tau = w$.

$$\frac{c_2}{c_1} \frac{\mu d \tau}{l \rho_{\text{ж}} dn} = \frac{c_2}{c_1} \frac{\mu}{\rho w l}.$$

Отношение $\frac{c_2}{c_1}$ зависит только от формы частиц и называется коэффициентом формы частиц:

$$\frac{c_2}{c_1} = \psi,$$

для сферической частицы $\frac{c_2}{c_1} = 1$.

Безразмерный параметр равен обратному значению числа Рейнольдса:

$$\frac{\mu}{\rho w l} = \frac{1}{\text{Re}};$$

$$\text{Re} = \frac{\rho w l}{\mu} = \frac{w l}{\nu}.$$

Число Рейнольдса характеризует гидродинамическое подобие процессов, в случае осаждения характеризует подобие гидродинамических условий при обтекании частицы. По физическому смыслу это число выражает соотношение вязкостного трения.

Аналогичным образом преобразуем первое слагаемое:

$$\frac{\Delta\rho g d\tau}{\rho_{\text{ж}} dw} = \frac{\Delta\rho \tau g}{\rho w} = \frac{gl\Delta\rho}{w^2\rho}.$$

В теории подобия полученный комплекс преобразуется путем умножения на Re^2 :

$$\frac{gl\Delta\rho}{w^2\rho} \left(\frac{wl}{v} \right)^2 = \frac{gl^3\Delta\rho}{v^2\rho}.$$

Полученный комплекс называют числом Архимеда. По физическому смыслу характеризует отношение разности сил тяжести и выталкивающей силы к подъёмной силе:

$$Ar = \frac{gl^3\Delta\rho}{v^2\rho}.$$

Третье слагаемое является параметрическим критерием. Поскольку соотношение плотностей уже учитывается числом Архимеда, этим параметром обычно пренебрегают. Кроме того, в критериальном уравнении принято располагать критериальные формы частиц при числе Архимеда. В результате, уравнение, которое характеризует процесс осаждения, записывают:

$$Re = a(\psi Ar)^n.$$

В результате опытного использования, это уравнение для описания процесса осаждения в различных средах, установлено, что осаждение может протекать в трёх гидродинамических режимах, для каждого из которых характерна своя критериальная зависимость. Различают режимы:

- ламинарный: $Re \leq 0,2$;
- турбулентный: $Re \geq 500$;
- переходный: $0,2 \leq Re \leq 500$.

Практика показала, что критериальная зависимость для ламинарного режима подходит для процесса осаждения, для чисел $Re \leq 1,85$.

Критериальное уравнение для ламинарного режима:

$$Re = \frac{1}{18} \psi Ar.$$

Если известна критериальная зависимость для конкретного процесса осаждения, то вычисляют при известном Ar и ψ значение Re , из которого определяют скорость осаждения частиц:

$$w = \frac{Re \mu}{l\rho}.$$

В случае ламинарного режима осаждения, скорость может быть получена в следующем виде для частицы сферической формы: $l = d$, $\psi = 1$

$$w = \frac{1}{18} \frac{d^2 \Delta \rho g}{\mu}.$$

Полученное уравнение описывает скорость осаждения сферических частиц под действием силы тяжести в ламинарном режиме. Соответствующий закон осаждения называют законом Стокса. В соответствии с этим законом, скорость осаждения возрастает с увеличением размера частиц, разности плотностей частицы и жидкости и уменьшается с увеличением вязкости среды.

Кинетика фильтрации. При фильтровании поток жидкости проходит через пористую перегородку пористого материала или через осадок дисперсной фазы, образующийся на полупроницаемой перегородке. При этом жидкость движется через каналы неправильной формы. Выведем дифференциальное уравнение движения несжимаемой вязкой жидкости для случая одномерного установившегося движения.

Для этого выделим поток жидкости в элементарный объём (рис. 8.2, 8.3).

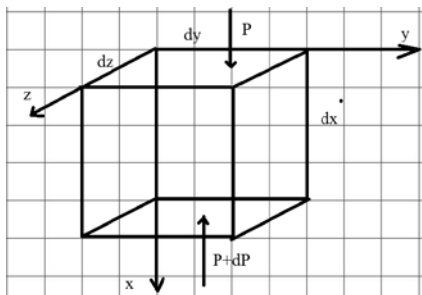


Рис. 8.2

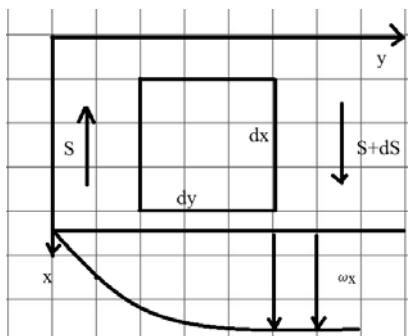


Рис. 8.3

На выделенный элемент с рёбрами dx , dy , dz действуют силы тяжести, давления и вязкостного трения. Силу давления, действующую на элементарный объём (равновесное) определим для случая одномерного установившегося движения жидкости, которая перемещается в направлении, обратном градиенту давления $\partial P/\partial x$.

На элементарной длине потока ox перепад давления, действующий на элементарный объём, будет определяться так:

$$dP = \frac{\partial P}{\partial x} dx dy dz.$$

Для вычисления силы вязкостного трения, действующей на элементарный объём, примем во внимание, что на боковых поверхностях куба, параллельных плоскостям xoz , напряжения (касательное) вязкостного трения имеют постоянную величину и отличаются друг от друга на величину элементарного приращения напряжения. Элементарное приращение напряжения будет определяться произведением градиента напряжения вязкостного трения $\partial S/\partial y$ на элементарную длину dy . В результате сила вязкостного трения, действующая на элементарный объём, будет определяться произведением приращения напряжения вязкостного трения на площадь поверхности боковой грани элементарного объёма:

$$dS = \frac{\partial S}{\partial y} dx dy dz.$$

В соответствии со вторым законом механики сумма G , dP , dS равна силе инерции. В результате дифференциальное уравнение, определяющее динамическое равновесие элементарного объёма жидкости, записывается в виде:

$$\rho g dx dy dz + \frac{\partial S}{\partial y} dy dx dz - \frac{\partial P}{\partial x} dx dy dz = \rho \frac{\partial w}{\partial \tau} dx dy dz.$$

Для того, чтобы выразить силу вязкостного трения S как функцию от свойств жидкости и параметров течения, воспользуемся законом Ньютона–Петрова:

$$S = \mu \frac{\partial w}{\partial y}.$$

После подстановки значения S в полученное дифференциальное уравнение и разделения всех его членов на элементарный объём $dx dy dz$, получим дифференциальное уравнение, описывающее кинетику фильтрации в случае одномерного установившегося (стационарного) течения жидкости:

$$\rho g - \frac{\partial P}{\partial x} + \mu \frac{\partial^2 w_x}{\partial y^2} = \rho \frac{\partial w_x}{\partial \tau}.$$

Все члены уравнения представляют собой силы, отнесённые к единице объёма жидкости, движущейся в каналах фильтрующего слоя. Для случая трёхмерного, неустановившегося движения несжимаемой вязкой жидкости, дифференциальное уравнение имеет более сложный вид, но структура уравнений при этом остаётся неизменной, за исключением того, что в уравнении появляется член, учитывающий изменение параметров во времени.

В связи со сложностью учёта условий однозначности в инженерных расчётах процесса фильтрации на базе полученного дифференциального уравнения целесообразно использование аппарата теории подобия. Для получения критериального уравнения фильтрации вычеркнем в его членах знаки дифференцирования, исключим символы, определяющие направление и заменим ориентированные линейные размеры x, y на определяющий (характерный) размер l и разделим все члены уравнения на член, расположенный в правой части (силу инерции) и получим числа подобия для процесса фильтрации.

При делении силы тяжести на силу инерции получим число Фруда:

$$Fr = \rho \frac{g\tau}{w}$$

поскольку $\tau = \frac{l}{w}$, то $Fr = \frac{gl}{w^2}$.

Отношение сил давления к силам инерции будет определяться критерием Эйлера:

$$Eu = \frac{p\tau}{wl\rho} = \frac{p}{\rho w^2},$$

где $\frac{\tau}{l} = \frac{1}{w}$.

Поскольку p является отражением движущей силы процесса, то вместо символа p используют символ Δp :

$$Eu = \frac{\Delta p}{\rho w^2}.$$

Отношение сил вязкости и инерции характеризуется критерием Рейнольдса (см. осаждение).

Критериальное уравнение подобия, используемое на практике, как правило, не выводится как число Фруда, поскольку силы тяжести пренебрежимо малы по сравнению с силами давления и трения. В уравнениях подобия нестационарного фильтрации дополнительно вводится число

гомохромности: $Ho = \frac{w\tau}{l}$, которое получают из дифференциального

уравнения для случая нестационарного фильтрования. Кроме того, в уравнение подобия фильтрования вводится параметрический критерий $l/d_{\text{экв}}$, который характеризует геометрические особенности объекта фильтрования.

В результате критериальное уравнение, описывающее подобие в потоках фильтруемой жидкости, формулируется так:

$$Eu = A \text{Re}^n \frac{l^m}{d_{\text{экв}}}$$

В этом уравнении подобия число Re введено как определяющее, поскольку оно содержит в себе свойства жидкости, влияющие на процесс, линейный размер, характеризующий систему фильтрования и скорость фильтрования.

Конкретный вид уравнения подобия фильтрования зависит от гидродинамического режима процесса. Установлено, что для ламинарной области ($\text{Re} \leq 35$), критериальное уравнение имеет вид:

$$Eu = \frac{110}{\text{Re}} \frac{l}{d_{\text{экв}}}$$

В большинстве практически значимых случаев, процесс фильтрования протекает в ламинарном гидродинамическом режиме. В критериальном уравнении в качестве определяющего размера принят эквивалентный диаметр каналов в слое частиц зернистого материала, а скорость потока жидкости отнесена к свободному сечению фильтрующего слоя. Для того, чтобы установить зависимость кинетических параметров процесса, а именно движущей силы, скорости процесса, от свойств жидкости и частиц зернистой среды, запишем критериальное уравнение для ламинарного режима фильтрования в явном виде и выразим в нём эквивалентный диаметр каналов через диаметр частиц

$$\frac{\Delta p}{\rho w^2} = \frac{110\mu}{w d_{\text{экв}} \rho} \frac{l}{d_{\text{экв}}},$$

где l – толщина фильтрующего слоя.

Зависимость между $d_{\text{экв}}$ и размером-диаметром частиц неправильной формы имеет вид:

$$d_{\text{экв}} = \Phi \frac{\varepsilon}{1 - \varepsilon} d_{\text{ч}},$$

где ε – доля пустот (порозность слоя).

Преобразуем критериальное уравнение с учётом взаимосвязи $d_{\text{экв}}$ и $d_{\text{ч}}$ и приняв во внимание, что в критериях Эйлера и Рейнольдса скорость потока жидкости рассчитана на свободное сечение фильтрующих каналов слоя. Если выразить скорость потока в расчёте на всю поверхность фильтрования, то её значение будет определяться как:

$$w_f = w\varepsilon,$$

таким образом получим:

$$w_f = \frac{d_{\text{ч}}^2 \Delta p}{\mu l} \frac{\varepsilon^3}{(1-\varepsilon)^2} \frac{\Phi^2}{110};$$

$$w_f = \frac{dV}{Fd\tau} = \frac{\Delta p}{R}.$$

Сопоставляя два последних выражения можно записать зависимость, определяющую величину сопротивления процесса:

$$R = \frac{\mu l}{d_{\text{ч}}^2} \frac{(1-\varepsilon)^2}{\varepsilon^3} \frac{110}{\Phi^2}.$$

Полученное выражение помогает определить удельное сопротивление фильтрующего слоя как:

$$r = \frac{R}{l} = \frac{110\mu(1-\varepsilon)^2}{d_{\text{ч}}^2 \Phi^2 \varepsilon^3}.$$

С учётом последнего выражения кинетическое уравнение фильтрования может быть записано в виде:

$$\omega_f = \frac{dV}{Fd\tau} = \frac{\Delta p}{lr}.$$

Полученные кинетические зависимости позволяют сделать вывод, что скорость фильтрования пропорциональна квадрату диаметра частиц твёрдой фазы и обратно пропорционально вязкости жидкости.

9. ПСЕВДООЖИЖЕНИЕ ТВЁРДЫХ ЗЕРНИСТЫХ МАТЕРИАЛОВ

Многие тепломассообменные и биохимические процессы в некоторых случаях целесообразно проводить в режиме псевдооживления твёрдой дисперсной фазы. В режиме псевдооживления частицы приобретают подвижность относительно друг друга за счёт взаимодействия их с псевдооживляющим потоком жидкости или газа. Такое состояние материала принято называть псевдооживленным слоем.

Термин «псевдооживление» является следствием того, что слой твёрдых частиц в состоянии псевдооживления обладают свойствами, формально сходными со свойствами капельной жидкости, а именно: слой заполняет рабочий объём, принимая его форму; поверхность слоя горизонтальна; слой характеризуется свойствами вязкости, поверхностного натяжения; происходит разделение тел в зависимости от их плотности при погружении в псевдооживленный слой.

Псевдооживленный слой твёрдых частиц образуется в восходящем потоке жидкости или газа, воздействующем на слой твёрдых частиц, расположенных на поддерживающей решётке. В зависимости от скорости восходящего потока, слой твёрдых частиц может прибывать в различном состоянии. При невысоких скоростях потока, не превышающих некоторого критического значения, имеет место обычный процесс фильтрования потока через неподвижный слой частиц. При достижении критической скорости псевдооживления частицы начинают перемещаться относительно друг друга. Эту скорость принято называть скоростью начала псевдооживления.

Этот момент соответствует достижению равенства сил гидравлического сопротивления, фильтруемого слоя силы его тяжести. Это условие можно записать как:

$$\Delta p_{\text{сл}} = m_{\text{сл}} \frac{g}{F_{\text{сл}}},$$

где $F_{\text{сл}}$ – площадь поперечного слоя (решётки).

Это выражение с учётом Архимедовых сил, действующих на частицы, может быть переписано:

$$\Delta p_{\text{сл}} = g(\rho_{\text{ч}} - \rho_{\text{ж}})(1 - \varepsilon_0)h_0, \quad (*)$$

где ε_0 – порозность неподвижного слоя; h_0 – толщина неподвижного слоя частиц.

На кривой псевдооживления, отражающей зависимость гидравлического сопротивления слоя от скорости псевдооживляющего агента, участок, соответствующий периоду до начала образования псевдооживления, отображается в виде наклонной прямой. При скорости, превышающей скорость начала псевдооживления в некотором диапазоне, гидравлическое сопротивление слоя остаётся практически постоянным. Это объясняется тем, что при увеличении скорости происходит расширение слоя с уменьшением контакта частиц и увеличением эквивалентного диаметра каналов в слое, через которые фильтруется поток жидкости или газа. Увеличение порозности слоя идёт вместе с увеличением высоты слоя. Увеличение диаметра канала с увеличением скорости агента происходит настолько, что сила гидравлического сопротивления остаётся равной силе тяжести слоя при неизменной его массе. В диапазоне скорости псевдооживляющего агента от начальной до критической (уноса отдельных частиц из слоя), часто называемой скоростью витания частиц, состояние псевдооживленного слоя претерпевает структурные превращения. При необходимом превышении скорости структура слоя относительно однородна (однородное псевдооживление).

С увеличением скорости псевдооживляющего агента псевдооживленный слой увеличивается в объёме, что приводит к увеличению эквивалентного диаметра каналов внутри слоя. При этом расширение слоя при увеличении скорости агента в случае слоя однородных частиц происходит настолько, что скорость обтекания частиц агентом остаётся примерно постоянной величиной, примерно равной скорости витания частиц.

На участке кривой ОА (рис. 9.1) имеет место фильтрование псевдооживляющего агента через неподвижный слой. Если слой состоит из однородных частиц небольшого размера, то процесс протекает в ламинарном режиме и ОА – прямолинейная зависимость. В точке А гидравлическое сопротивление слоя становится равным силе тяжести слоя и частицы начинают терять постоянный контакт друг с другом. Начинают перемещаться относительно друг друга, перемещение сопровождается случайными контактами частиц друг с другом. В дальнейшем на участке АВ с увеличением скорости псевдооживляющего агента происходит расширение (дилатансия) слоя, при этом слой расширяется настолько, чтобы скорость агента в каналах оставалась на одном уровне примерно равной скорости витания частиц.

Скорость витания частиц – такая скорость восходящего потока (жидкости или газа), при которой одиночная частица подвешивается без перемещения в потоке. Эта скорость примерно равна скорости осаждения частицы в стационарном режиме.

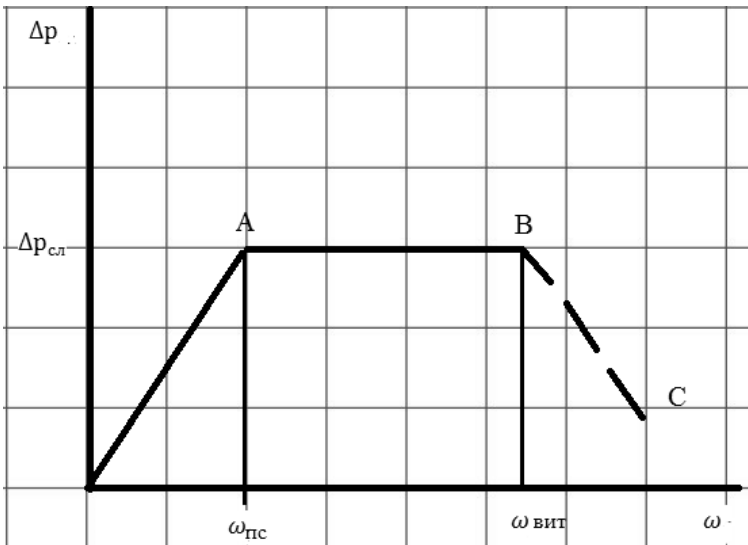


Рис. 9.1

При достижении слоем состояния соответствующему точке В, слой расширяется настолько, что скорости потока в каналах слоя и свободном сечении аппарата становятся примерно одинаковыми, в результате чего становится возможным вынос отдельных частиц за пределы слоя. Скорость псевдоожигающего агента в точке В, называют скоростью уноса частиц. На участке ВС скорость агента настолько высока, что приводит к уносу отдельных частиц из слоя, в результате слой разрушается и его гидравлическое сопротивление уменьшается, так как масса частиц уменьшается. Данную кривую называют кривой идеального псевдоожигания. Такая кривая имеет место и на практике для случая однородных несвязанных частиц сферической формы. При наличии между частицами значительных сил сцепления, неоднородности частиц по размеру, кривая приобретает вид, отличный от идеальной кривой.

Крутизна кривой на участке ОА (рис. 9.2) зависит от плотности упаковки плотного слоя. Если частицы в местах контакта имеют большие силы сцепления, то непосредственно перед началом псевдоожигания гидравлическое сопротивление слоя превышает силу давления слоя на поддерживающую решётку. Это отражается на кривой псевдоожигания наличием участка АА'. В точке А' силы трения между частицами и агентом становятся настолько большими, что позволяют преодолеть силу сцепления между частицами.

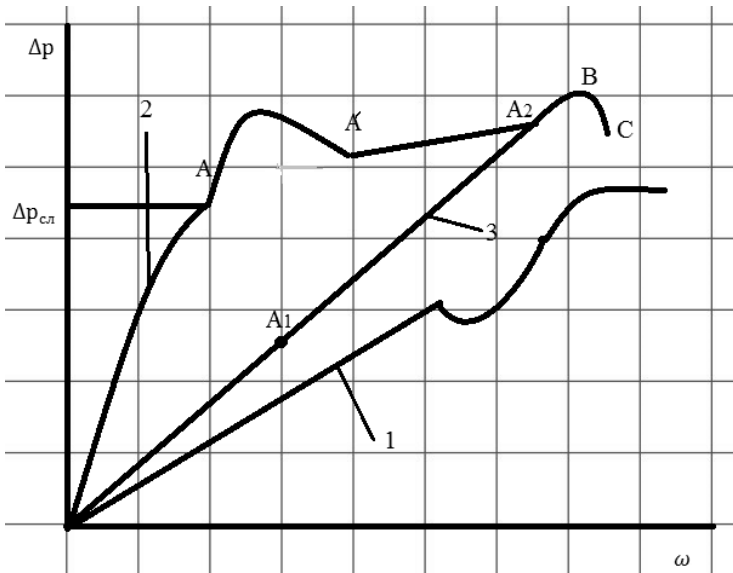


Рис. 9.2:

1 – наличие неоднородности (каналообразование);
 2 – для слоя из неоднородных по размеру частиц; 3 – наличие сил сцепления

Слой скачкообразно расширяется и переходит в состояние псевдооживления. В реальных условиях псевдооживление может сопровождаться эффектами неоднородности (образованием компактных пузырей псевдооживающего агента, формированием каналов свободного прохода агента).

Вследствие неоднородности псевдооживления кривые псевдооживления будут иметь вид, отличный от идеальной кривой (рис. 9.2). В случае неоднородности размера частиц слоя, отдельные частицы могут переходить в подвижное состояние раньше остальных, в связи с чем на кривой отмечается участок постепенного перехода плотного слоя в псевдооживленное состояние (участок A_1A_2 на кривой 2).

В инженерной практике важно уметь определять диапазон существования псевдооживленного слоя, ограниченного скоростью псевдооживления и скоростью уноса (витания). Существует большое количество полуэмпирических и теоритических зависимостей для расчёта скоростей. Наиболее широко используют зависимости, полученные О. М. Тодесом для случая монодисперсного слоя. Зависимости получены путём преобразования выражения (*) в результате подстановки в него $\Delta p_{сл}$, выраженного с использованием критериальных зависимостей процесса фильтрации неподвижного слоя в момент перехода слоя во взвешенное состояние. В этих зависимостях Рейнольдс определяется как функция Архимеда

$$\text{Re}_{\text{ис}} = \frac{Ar}{1400 + 5,22\sqrt{Ar}};$$

$$\text{Re}_{\text{вит}(y)} = \frac{Ar}{18 + 0,61\sqrt{Ar}}.$$

В технике псевдоожигения, кроме аппаратов с постоянным проходным сечением, используют аппараты с переменным сечением, а именно конические аппараты. В таких аппаратах скорость псевдоожигающего агента уменьшается при движении снизу-вверх, что позволяет получать устойчивый режим псевдоожигения для материалов с высокой полидисперсностью. Кроме того, конусные аппараты позволяют работать в режиме псевдоожигения без поддерживающей решётки, что особенно важно для материалов, склонных к налипанию на решетки.

Формирование псевдоожигения в конусном аппарате обеспечивает благоприятные условия для материалов с выделением большого количества паров и газов. При конусности более 20° в аппарате формируется фонтанирующий псевдоожигенный слой с высокой циркуляцией частиц в слое при их восходящем потоке в приосевой зоне аппарата и при нисходящем потоке в пристенной зоне.

Последнее время получили распространение аппараты псевдоожигения с активными струями. Для этого в псевдоожигенный слой с помощью сопла вводится струя псевдоожигающего агента со скоростью, превышающей скорость основного агента.

10. ТЕПЛОБМЕННЫЕ ПРОЦЕССЫ

Теплообменными называются процессы, скорость протекания которых определяется интенсивностью подвода или отвода тепла. Аппараты, в которых осуществляются эти процессы, носят название теплообменные. К теплообменным относятся процессы: нагревание, охлаждение, испарение, конденсация.

Конденсация – процесс сжижения паров путём отвода от них тепла (охлаждения).

Испарение – перевод жидкости в парообразное состояние, путём подвода к ней тепла. Частным случаем испарения является процесс упаривания (выпаривания). Его целью является повышение концентрации растворов, эмульсий путём испарения растворителя (жидкой фазы) при кипении.

В теплообменных процессах осуществляется контакт (взаимодействие) двух или более сред с разными температурами, с передачей тепла от более нагретой среды (теплоноситель), к менее нагретой (хладоагент).

В биотехнологических производствах температурный диапазон взаимодействующих сред, как правило, небольшой, за исключением процессов теплообмена при стерилизации.

Основными видами теплоносителей (хладоагентов) являются вода, водяной пар, пароводяные смеси. Водяной пар используется в состоянии насыщенности.

Основными характеристиками тепловых процессов являются количество передаваемого тепла, движущая сила процесса, коэффициент теплопередачи (теплопередачи, теплоотдачи, теплопроводности, температуропроводности). Эти характеристики определяют основные технологические параметры аппаратуры, основным из них является поверхность теплопередачи. Взаимосвязь между количеством передаваемого тепла и поверхностью теплопередачи определяется основным кинетическим уравнением теплопередачи:

$$\frac{dQ}{dFdt} = K_{\text{л}}\Delta t,$$

где dQ – количество передаваемого тепла; $K_{\text{л}}$ – локальное значение коэффициента теплопередачи между теплоносителями, взаимодействующими между собой на поверхности dF (поверхность теплопередачи) в течение времени dt .

Для установившегося процесса теплопередачи, количество тепла, передаваемого в единицу времени, определяется уравнением, записанным так:

$$Q = K\Delta t_{\text{cp}}F.$$

Откуда поверхность теплопередачи теплообменника определяется как:

$$F = \frac{Q}{K\Delta t_{cp}},$$

где Q – количество тепла, передаваемого в единицу времени через поверхность теплопередачи F при средней разности температур между теплоносителями по поверхности теплопередачи; K – среднее по поверхности значение коэффициента теплопередачи ($Вт/(м^2 \cdot К)$).

$$\Delta t_{cp} = \frac{1}{F} \int_0^F \Delta t(F) dF.$$

В инженерной практике, средняя разность температур (среднее значение движущей силы процесса) определяют по начальным и конечным температурам.

Определение значение теплопередачи является наиболее сложным этапом при расчёте процессов теплопередач и аппаратов. Значение K зависит от теплофизических свойств взаимодействующих сред, разделяющей их перегородки, гидродинамического режима, при котором протекает процесс, а также от условий протекания процесса. Определение кинетических закономерностей тепловых процессов является основной задачей теплопередачи (движущей силы, коэффициент скорости теплового сопротивления) как научной дисциплины.

Передача тепла осуществляется различными способами, но имеет 3 основных механизма: теплопроводность, конвекция, тепловое излучение (терморрадиация).

Теплопроводностью или кондукцией называют процесс переноса тепла между частицами тела, находящимися в соприкосновении, вследствие их колебательных (тепловых) движений. В теплообменных процессах передача тепла теплопроводностью наблюдается в твёрдых телах (разделительных перегородках) и в тонких (пограничных) слоях жидкости и газа.

Конвекционным теплообменом называют процесс переноса тепла, вследствие перемещения макрообъёмов веществ.

Тепловым излучением называют процесс переноса тепла электромагнитными волнами (инфракрасным излучением). В излучающем теле тепловая энергия превращается в электромагнитное излучение, которое распространяется в окружающем пространстве. При воздействии на тело лучистая энергия частично превращается в тепло, частично отражается и частично проходит сквозь тело. На практике, как правило, имеет

место сложный теплообмен, когда передача тепла осуществляется сразу несколькими механизмами.

Теплопроводность – перенос тепла теплопроводностью осуществляется внутри среды с неоднородной температурой. Распределение температуры в среде описывается температурным полем, которое в общем виде можно представить как:

$$t = f(x, y, z, \tau).$$

Если температура не изменяется во времени, то температурное поле называют стационарным или устанавливается. На практике температурное поле может быть одно-, двух- или трёхмерным.

В температурном поле можно выделить поверхности, на которых значение температуры одинаковое, такие поверхности называют изотермическими. Перенос тепла осуществляется от изотермической поверхности с высокой температурой к изотермической поверхности с низкой температурой в направлении нормали.

Предел отношения изменения температуры в направлении нормали к расстоянию между изотермическими поверхностями, называют температурным градиентом:

$$\text{grad } t = \lim_{\Delta n \rightarrow 0} \frac{\Delta t}{\Delta n} = \frac{\partial t}{\partial n}.$$

Градиент является векторной величиной, положительным направлением которого является направление возрастания физической величины. Таким образом, перенос тепла осуществляется в направлении, обратном градиенту температуры. Интенсивность переноса тепла теплопроводностью описывается законом теплопроводности Фурье. В соответствии с этим законом, количество передаваемого тепла dQ пропорционально градиенту температуры, времени $d\tau$ и площади поверхности, перпендикулярной направлению теплового потока и коэффициента теплопроводности:

$$dQ = -\lambda \frac{\partial t}{\partial n} dF d\tau.$$

Коэффициент пропорциональности в данном уравнении называют коэффициентом теплопроводности, который характеризует свойство тел проводить тепло. Этот коэффициент определяет, какое количество тепла передаётся теплопроводностью в единицу времени через единицу поверхности, нормальной (перпендикулярной) к направлению потока при разности температур в 1° на 1 м толщины слоя, через который происходит теплоперенос. Величина коэффициента теплопроводности зависит от природы вещества, их агрегатного состояния и температуры:

- для газов: 0,01 – 0,1;
- для жидкостей: 0,1 – 1;
- для твёрдых веществ: 0,02 (для теплоизоляторов) – 500 (для теплопроводящих материалов).

Дифференциальное уравнение теплопроводности выводится на основе закона сохранения энергии. Выведем уравнение, полагая, что плотность, теплоёмкость и теплопроводность среды являются стабильными во времени и не изменяются в пространстве.

Выделим в теле, проводящем тепло, элементарный параллелепипед с рёбрами dx , dy , dz .

Если параллелепипед участвует в переносе тепла теплопроводностью, то через одни его грани поток тепла входит, а через противоположные выходит. Обозначим Q_x , Q_y , Q_z как входящие потоки тепла, направленные вдоль соответствующих осей, тогда через противоположные грани будут выходить потоки тепла Q_{x+dx} , Q_{y+dy} , Q_{z+dz} . Обозначим разность потоков тепла, входящих и выходящих через элементарный объём, через противоположные грани, через dQ_x , dQ_y , dQ_z . В соответствии с законом теплопроводности Фурье, входящие и выходящие составляющие потоков тепла для x будут определяться выражением:

$$Q_x = -\lambda \frac{\partial t}{\partial x} dydzd\tau;$$

$$Q_{x+dx} = -\lambda \frac{\partial \left(\tau + \frac{\partial t}{\partial x} dx \right)}{\partial x} dydzd\tau = -\lambda \frac{\partial t}{\partial x} dydzd\tau - \lambda \frac{\partial^2 t}{\partial x^2} dx dy dz d\tau.$$

Таким образом с учётом двух последних выражений получается

$$dQ_x = Q_x - Q_{x+dx} \Rightarrow dQ_x = \lambda \frac{\partial^2 t}{\partial x^2} dx dy dz d\tau.$$

По аналогии для составляющих потоков тепла по y и z получим:

$$dQ_y = \lambda \frac{\partial^2 t}{\partial y^2} dx dy dz d\tau.$$

$$dQ_z = \lambda \frac{\partial^2 t}{\partial z^2} dx dy dz d\tau.$$

Поскольку общий тепловой баланс в элементарном кубе определяется выражением:

$$dQ = dQ_x + dQ_y + dQ_z,$$

то можно записать:

$$dQ = \lambda \left(\frac{\partial^2 t}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial z^2} \right) dx dy dz d\tau.$$

С другой стороны, на основе закона сохранения энергии, сумма разности потоков тепла dQ приводит к изменению энтальпии (теплосодержание) элементарного куба, происходящее за время $d\tau$. В результате можно записать выражение для изменения энтальпии в следующем виде:

$$dQ = c\rho dx dy dz \frac{\partial t}{\partial \tau} d\tau.$$

Приравняв два последних выражения, получим:

$$\frac{\partial t}{\partial \tau} = \frac{\lambda}{c\rho} \left(\frac{\partial^2 t}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial z^2} \right).$$

В полученном уравнении, которое носит название дифференциального уравнения теплопроводности, комплекс $\frac{\lambda}{c\rho}$ – коэффициент температуропроводности. В этом комплексе: c – удельная теплоёмкость, ρ – плотность. Произведение $c\rho$ определяет объёмную теплоёмкость, а коэффициент температуропроводности принято обозначать a .

Коэффициент температуропроводности определяет, по физическому смыслу, скорость распространения тепловой волны (изотермической поверхности) в условиях нестационарной теплопроводности. С использованием оператора Лапласа, равного сумме вторых производных по декартовым координатам, уравнение теплопроводности записывают в виде:

$$\frac{\partial t}{\partial \tau} = a \nabla^2 t.$$

Это уравнение используют для решения задач теплопроводности как нестационарного, так и стационарного режимов.

На практике перенос тепла осуществляется через стенки в телах различной формы (плоских, сферических, цилиндрических и более сложных). В литературе приведены решения задач теплопроводности для тел с различной геометрией.

Теплопроводность плоской стенки: пусть плоская стенка имеет толщину δ . Состоит из однородного материала теплопроводностью λ и температура на наружных поверхностях равна t_{cr1}, t_{cr2} , причём $t_{cr1} > t_{cr2}$.

Для вывода уравнения теплопроводности тонкой стенки воспользуемся дифференциальным уравнением теплопроводности Фурье. В режиме стационарной теплопроводности, температура в различных точках стенки не меняется, т.е. $\partial t / \partial \tau = 0$. Поскольку перенос тепла осуществляется в одном направлении x , то вторые производные по y и z будут равны 0.

В результате в стационарном режиме равна нулю и производная $\frac{\partial^2 t}{\partial y^2}$ и другие.

При интегрировании последнего выражения получим, что первая производная (градиент) является константой, т.е. $\frac{\partial t}{\partial x} = c_1$.

Поскольку градиент температуры по всей толщине стенки является постоянной величиной, то можно утверждать, что температура по толщине стенки в стационарных условиях изменяется линейно от $t_{\text{ст1}}$ до $t_{\text{ст2}}$. Величина температурного градиента при этом может быть определена:

$$\frac{\partial t}{\partial x} = \frac{(t_{\text{ст1}} - t_{\text{ст2}})}{\delta}.$$

После подстановки полученного значения градиента в теплопроводность Фурье получим уравнение теплопроводности плоской стенки в стационарном режиме:

$$dQ = \lambda \frac{(t_{\text{ст1}} - t_{\text{ст2}})}{\delta} dF d\tau.$$

После перегруппировки:

$$dQ = \frac{\lambda}{\delta} \Delta t dF d\tau.$$

Отношение $\frac{\lambda}{\delta}$ называют тепловой проводимостью стенки, а обратную ей величину – тепловым сопротивлением стенки. В случае многослойной плоской стенки тепловое сопротивление (общее) равно сумме тепловых сопротивлений её отдельных слоёв, т.е.:

$$\frac{\delta_{\text{общ}}}{\lambda_{\text{общ}}} = \sum_1^n \frac{\delta_i}{\lambda_i};$$

$$\frac{dQ}{dF d\tau} = \sum \frac{\lambda_i}{\delta_i} \Delta t_{\text{общ}}.$$

Теплопроводность многослойной стенки: теплопередающие поверхности теплообменной аппаратуры часто являются многослойными, например, из неметалла или покрывают эмалью (эмалированные поверхности). И даже в случаях, когда стенка выполнена из одного материала, часто возникает необходимость рассмотрения её как многослойной, вследствие того, что в процессе эксплуатации на поверхности образуется слой загрязнений, осадка, накипи и т.д. Такие многослойные стенки состоят обычно из материалов с различной теплопроводностью и имеют различную толщину слоёв. Уравнение стационарной теплопроводности для такой стенки можно получить на основе полученного ранее уравнения

$$Q = \frac{\lambda}{\delta} \Delta t F \tau;$$

$$Q = \frac{1}{\sum \frac{\delta_i}{\lambda_i}} \Delta t F \tau.$$

В записанном выражении величина, стоящая в знаменателе правой части и равная суммарному сопротивлению многослойной стенки, которая определяется по закону аддитивности, а именно общее тепловое сопротивление процесса равно сумме тепловых сопротивлений отдельных элементов среды, через которые осуществляется перенос тепла.

Величина, обратная тепловому сопротивлению, называется теплопроводностью

$$\frac{1}{\sum \frac{\delta_i}{\lambda_i}} = \sum \frac{\lambda_i}{\delta_i}.$$

Конвективным теплообменом называют процесс распространения тепла в жидкости или газе при их непосредственном контакте с нагретой или холодной поверхностью твёрдого тела. Особенностью процесса является то, что процесс переноса тепла осуществляется в соответствии с механизмами конвекции и теплопроводности. Конвективный теплообмен часто называют теплоотдачей.

Перенос тепла при теплоотдаче происходит между ядром потока жидкости (газа) и поверхностью твёрдого тела, на которой образуется пограничный слой. В пограничном слое микроэлементы жидкости относительно неподвижны и перенос осуществляется на молекулярном уровне по механизму теплопроводности. В объёме жидкости за пределами пограничного слоя имеет место взаимное перемещение микро- и макрообъёмов, которые и обеспечивают перенос тепла по механизму конвекции к ядру потока. Очевидно, что гидродинамическая обстановка в объёме жидкости существенно влияет на величину (толщину) пограничного слоя и интен-

сивность турбулентных пульсаций за его пределами, можно утверждать, что теплоотдача будет проходить более интенсивно в турбулентном режиме по сравнению с ламинарным течением жидкости.

В зависимости от гидродинамической обстановки в объёме жидкости (газа) различают случаи теплоотдачи при свободном движении жидкости и вынужденном её течении. Свободное движение жидкости называют естественной конвекцией. Она возникает вследствие разности плотностей холодных и нагретых микро- и макрообъёмов жидкости. Интенсивность свободной конвекции определяется разностью температур отдельных элементов жидкости, зависимостью удельного объёма от температуры, вязкости жидкости и пространственного положения поверхности твёрдого тела (вертикальное, наклонное, обращённое вниз или вверх, горизонтальное и т.д.).

Вынужденные движения жидкости осуществляются под действием перепадов давления, создаваемого каким-либо устройством (насос, вентилятор). Интенсивность вынужденного потока см. ранее в разделе гидродинамики.

Основным законом теплоотдачи является закон Ньютона. В соответствии с этим законом количество тепла, переданное от (или к) теплопередающей поверхности при её контакте с жидкостью или газом пропорционально поверхности теплоотдачи, времени и разности температур поверхности тела и ядра потока жидкости

$$dQ = \alpha(t_{\text{ст}} - t_{\text{ж}}) dF dt.$$

Коэффициент скорости процесса теплоотдачи называют коэффициентом теплоотдачи α . Этот коэффициент показывает, какое количество тепла передаётся между поверхностью теплоотдачи, ядром потока в единицу времени в расчёте на единицу площади поверхности тела при разности температур между поверхностью и ядром потока в 1°K .

При расчёте стационарных процессов теплоотдачи обычно принимают, что коэффициент теплоотдачи по всей поверхности теплообмена имеет постоянное значение. В этом случае величина теплового потока (Вт) будет определяться выражением:

$$Q = \alpha(t_{\text{ст}} - t_{\text{ж}}) F.$$

При использовании этой зависимости на практике основной задачей является определение коэффициента α , поскольку на скорость теплоотдачи влияет много факторов: режим движения жидкости, физические параметры и их зависимость от температуры, форма и размер теплообменной поверхности и др. При определении α важно корректно определить и подобрать расчётную зависимость для соответствующего условия теплоотдачи. Расчётные зависимости, позволяющие определить интенсивность конвективного теплообмена, получают на основе дифференциального уравнения конвективного переноса тепла.

11. ДИФФЕРЕНЦИАЛЬНЫЕ УРАВНЕНИЯ КОНВЕКТИВНОГО ТЕПЛОПЕРЕНОСА

Перенос тепла осуществляется одновременно конвекцией и теплопроводностью. Дифференциальное уравнение теплопроводности, полученное ранее, имеет вид:

$$\frac{\partial t}{\partial \tau} = a \nabla^2 t = a \left(\frac{\partial^2 t}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial z^2} \right). \quad (*)$$

Левая часть уравнения определяет локальное изменение температуры неподвижного его элемента вследствие теплопроводности. При конвективном теплообмене элемент перемещается в пространстве, имея компоненты $\omega_x, \omega_y, \omega_z$. Для учёта изменений температуры элемента среды вследствие конвекции необходимо воспользоваться субстанциальной производной. Она характеризует полное изменение температуры элемента и записывается в следующем виде:

$$\frac{Dt}{d\tau} = \frac{\partial t}{\partial \tau} + \omega_x \frac{\partial t}{\partial x} + \omega_y \frac{\partial t}{\partial y} + \omega_z \frac{\partial t}{\partial z}.$$

В этом выражении частная производная $\frac{\partial t}{\partial \tau}$ описывает локальное изменение температуры, а сумма произведений трёх слагаемых правой части – конвекционное изменение температуры.

Если в уравнении теплопроводности (*) заменить локальное изменение температуры полным, то в результате получают дифференциальное уравнение конвективного переноса тепла Фурье–Кирхгофа:

$$\frac{\partial t}{\partial \tau} + \omega_x \frac{\partial t}{\partial x} + \omega_y \frac{\partial t}{\partial y} + \omega_z \frac{\partial t}{\partial z} = a \left(\frac{\partial^2 t}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial z^2} \right).$$

Это уравнение описывает перенос тепла одновременно теплопроводностью и конвекцией. При использовании этого уравнения на практике, оно должно быть дополнено уравнениями, характеризующими условия на границе раздела твёрдого тела с жидкостью (ГУ) и начальное распределение температур (НУ). Поскольку на границе раздела всегда существует пограничный слой, через который тепло передаётся теплопроводностью, то величину соответствующего потока тепла можно определить с использованием закона теплопроводности Фурье:

$$Q = -\lambda \frac{\partial t}{\partial x} dF d\tau.$$

В стационарных условиях выразить эту величину можно по закону теплопроводности Ньютона:

$$dQ = \alpha(t_{\text{ст}} - t_{\text{ж}})dFdt.$$

Приравняв правые части этих уравнений, получим уравнение определяющее условие теплоотдачи на границе:

$$-\lambda \frac{\partial t}{\partial x} = \alpha(t_{\text{ст}} - t_{\text{ж}}). \quad (*)$$

В совокупности с дифференциальным уравнением конвективного теплопереноса, это уравнение описывает полностью процесс конвективного теплообмена.

Наибольший градиент температуры наблюдается, как правило, в пограничном слое, что свидетельствует о наибольшем тепловом сопротивлении среды в слоях, прилегающих к твёрдой поверхности. По мере приближения к ядру потока, градиент температуры резко снижается, что свидетельствует о высокой интенсивности теплопереноса под действием турбулентных пульсаций.

Уравнение подобия конвективного теплопереноса: для большинства практически важных случаев дифференциальные уравнения конвективного теплопереноса (*) трудно разрешимы и не могут быть использованы для решения обратной задачи – определения коэффициента теплоотдачи α . На практике для определения α широко используют уравнение подобия, которое получают из уравнения Фурье–Кирхгофа и граничного условия.

Из граничного условия (*), путём деления обеих его частей на левую часть и после вычёркивания символов дифференцирования, замены ориентированного направления x на характерный линейный размер l , разности температур на t , получают безразмерный комплекс:

$$Nu = \frac{\alpha l}{\lambda}.$$

Этот комплекс получил название числа теплового подобия Нуссельта. По физическому смыслу критерий теплового подобия Нуссельта определяет отношение тепловых сопротивлений пограничного слоя к сопротивлению теплоотдачи. Из дифференциального уравнения конвективного теплопереноса после вычёркивания символов дифференцирования и замены ориентированного направления x на размер l и путём деления всех членов уравнения на член правой части:

$$a \frac{\partial^2 t}{\partial x^2} \Rightarrow a \frac{t}{l^2}$$

получим безразмерные комплексы.

После деления первого члена – число Фурье:

$$\frac{l^2}{a\tau} = \frac{1}{Fo}; \quad Fo = \frac{a\tau}{l^2}.$$

Число Фурье характеризует связь между скоростью температурного поля, размерами и физическими характеристиками среды при нестационарном теплопереносе.

Путём деления второго члена левой части получим безразмерный комплекс – число Пекле:

$$Pe = \frac{wl}{a}.$$

Число Пекле характеризует соотношение скоростей распространения тепла в потоке жидкости конвекцией и теплопроводностью. Число Пекле используют обычно в сочетании с числом Рейнольдса, которое определяет гидродинамическое подобие потоков:

$$Pe = \frac{wl}{a} = \frac{wl}{v} \frac{v}{a} = RePr.$$

В результате сочетания комплексов получают критерий подобия физических величин (вязкости и температуры) – число Прандтля:

$$Pr = \frac{v}{a} = \frac{\mu}{a\rho}.$$

Если теплоотдача происходит в условиях естественной конвекции, вызванной разностью плотностей микро- и макрообъёмов среды, гидродинамический режим характеризуется числом Архимеда:

$$Ar = \frac{gl^3}{v^2} \frac{\Delta\rho}{\rho},$$

где $\Delta\rho$ – разность плотностей холодной и нагретой жидкости.

Вследствие того, что разность плотностей обусловлена разностью температур, комплекс $\frac{\Delta\rho}{\rho}$ в числе Архимеда заменяют на произведение $\beta\Delta t$. В результате получают число подобия Грасгофа:

$$Gr = \frac{gl^3}{v^2} \beta\Delta t,$$

где β – коэффициент объёмного температурного расширения.

Число Грасгофа характеризует гидродинамический режим в условиях естественной конвекции под действием разности плотностей холодной и нагретой жидкости.

Полученные числа подобия позволяют записать уравнение подобия конвективного теплообмена в следующем общем виде:

$$Nu = f(Re, Gr, Pr, Fo). \quad (*)$$

В качестве определяемого числа (критерия) используется число Нуссельта, поскольку оно является единственным числом, не составленным целиком из условий однозначностей. В критерий Нуссельта входит коэффициент теплоотдачи α , который является определяемым параметром.

В процессе стационарного теплообмена из общей критериальной зависимости (*) выпадает критерий Фурье и уравнение записывается в виде:

$$Nu = f(Re, Gr, Pr) -$$

стационарные условия.

При вынужденном движении потока, когда естественной конвекцией можно пренебречь, из уравнения исключают критерий Грасгофа:

$$Nu = f(Re, Pr).$$

Напротив, в условиях естественной конвекции можно исключить число Рейнольдса (в стационарных условиях):

$$Nu = f(Gr, Pr).$$

Критериальные уравнения для различных случаев конвективного теплообмена записываются в виде степенных функций, например, при вынужденном движении жидкости:

$$Nu = A Re^m Pr^n.$$

Значения A , m , n определяют для конкретных диапазонов изменения чисел подобия, входящих в уравнение.

Искомый коэффициент теплоотдачи вычисляют из найденного значения числа Нуссельта:

$$\alpha = \frac{Nu\lambda}{l}.$$

Таким образом, можно получить коэффициент теплоотдачи для всех случаев.

Теплоотдача при изменении агрегатного состояния. В процессах теплообмена некоторые из них изменяют агрегатное состояние: конденсируются, испаряются, кристаллизуются, плавятся; при этом отвод или подвод тепла к среде, претерпевающей фазовое превращение, происходит

при постоянной температуре – температуре фазового перехода и распространяется в двух фазах.

Для установления кинетических закономерностей теплообменных процессов при фазовом превращении проанализируем процесс конденсации пара. В таком случае, через единицу поверхности раздела фаз dF в единицу времени за счёт конденсации пара будет иметь место тепловой поток, равный:

$$dQ = r\rho w dF,$$

где r – удельная теплота парообразования, Дж/кг; w – линейная скорость потока конденсата через поверхность раздела фаз.

Аналогичное количество тепла отводится через элементарную площадку dF в жидкость теплопроводностью:

$$dQ = -\lambda \frac{\partial t}{\partial n} dF.$$

Приравняв полученные выражения, получим:

$$\frac{\partial t}{\partial n} = \frac{r\rho w}{\lambda}.$$

Поскольку $\frac{\lambda}{\rho} = ca \left(a = \frac{\lambda}{c\rho} \right)$, полученное выражение можно переписать: $\frac{\partial t}{\partial n} = \frac{rw}{ca}$.

Воспользуемся полученным соотношением для получения критериев подобия путём вычёркивания символов дифференцирования и замены ориентированного размера n на характерный размер l . В результате получим (при делении правой части на левую): $\frac{rwl}{cta}$.

Полученный безразмерный параметр (число подобия) преобразовывают путём замены температуры t на разность Δt и перегруппировки параметров в полученном комплексе:

$$\frac{rwl}{cta} = \frac{r}{c\Delta t} \frac{wl}{a} = KPe.$$

В полученном равенстве, безразмерный комплекс, равный $\frac{r}{c\Delta t}$.

$$\frac{r}{c\Delta t} = K -$$

число теплового подобия при изменении агрегатного состояния.

При этом полагают, что Δt является разностью температур между t – фазового превращения и t – одной из фаз.

$c\Delta t$ – теплота перегрева (переохлаждения) какой-либо фазы по отношению к температуре фазового превращения.

Число K характеризует относительное изменение количества жидкости, протекающей через поверхность раздела фаз, вследствие изменения агрегатного состояния.

Для биотехнологических процессов наиболее важными теплообменными процессами с фазовыми превращениями являются кипение жидкости и конденсация пара.

Теплоотдача при конденсации паров. Наиболее близкой к практическим условиям физической схемы конденсации паров считается схема плёночной конденсации, предложенной Нуссельтом. Такая схема предполагает образование на поверхности фазового перехода непрерывной плёнки в противоположность со схемой капельной конденсации, когда при фазовом переходе формируются на поверхности фазового перехода отдельные капли. Плёнка жидкости образует основное сопротивление процессу перехода тепла от пара к охлаждающей поверхности. В процессах конденсации эта плёнка стекает с охлаждающих поверхностей и в связи с этим её толщина не однородна по поверхности. С учётом того, что процесс теплообмена протекает под влиянием гравитационных сил, уравнение подобия для случая плёночной конденсации записывается в следующем общем виде:

$$Nu = f(\text{Pr}, K, Ga);$$

$$Ga = \frac{gl^3}{\nu^2}.$$

В зависимости от гидромеханической обстановки в стекающей плёнке жидкости и движущемся потоке пара, коэффициент теплоотдачи при конденсации может быть как больше такового в условиях неподвижного пара, так и меньше. Коэффициент теплоотдачи увеличивается со скоростью движения пара, если увеличение скорости приводит к уменьшению толщины плёнки конденсата, т.е. срывает плёнку. Напротив, коэффициент теплоотдачи уменьшается с увеличением скорости пара, если пар препятствует стеканию плёнки, т.е. удерживает её на поверхности.

По аналогичной причине коэффициент теплоотдачи при конденсации выше на гладких поверхностях по сравнению с шероховатыми. Особое внимание следует обратить на негативное влияние содержания воздуха в парах. Содержание 1% воздуха снижает коэффициент теплоотдачи на 60%. Это явление объясняется тем, что у поверхности фазового перехода при конденсации образуется плёнка инертного газа, которая становится причиной дополнительного теплового сопротивления.

12. ПРОЦЕССЫ КИПЕНИЯ ЖИДКОСТИ И КОНДЕНСАЦИИ ПАРА

Теплоотдача при кипении жидкости – этот случай теплоотдачи является одним из наиболее сложных по своим кинетическим закономерностям. Исследование теплообмена при кипении жидкости показывает, что при кипении парообразование происходит на греющей поверхности, причём в зависимости от вида поверхности, материала, шероховатости. механизм парообразования может быть различным. Принято различать два режима кипения: пузырьковый и плёночный.

Процесс кипения начинается с образования пузырьков пара на поверхности нагрева. Этот процесс называют формированием центров парообразования. Форма пузырьков зависит от того, является поверхность хорошо или плохо смачиваемой. При хорошей смачиваемости жидкость подтекает под пузырьки и таким образом облегчает их отрыв от поверхности (момент отрыва наступает при относительно небольшом размере пузырьков). Напротив, при плохой смачиваемости паровая фаза подтекает под плёнку жидкости и способствует образованию большой поверхности контакта пузырька с греющей поверхностью. Это способствует формированию пузырьков с большими размерами в момент отрыва. Фактически происходит отрыв верхней части пузырька, а остальная часть остаётся быть центром парообразования для нового пузырька. При большом числе центров парообразования (при высокой температуре поверхности нагрева) она может вся покрываться сплошной паровой плёнкой. Сплошная паровая плёнка может образовываться и в случае хорошо смачиваемой поверхности при высокой интенсивности подвода тепла к поверхности фазового перехода. В общем случае, коэффициент теплоотдачи для смачивающихся поверхностей выше, чем для плохосмачивающихся. Измерение температуры в жидкости вблизи греющей поверхности при кипении показывает, что вблизи жидкость имеет температуру равную температуре поверхности. На расстоянии 2...3 мм температура уменьшается и становится равной температуре парообразования $+0,3...0,5^\circ$. Такая температура сохраняется во всём объёме жидкости.

Практика и теория показывают, что при пузырьковом режиме кипения в условиях атмосферного давления на смачиваемой поверхности образуются пузырьки размером 2...3 мм. По мере продвижения пузырьков после их отрыва, их объём значительно увеличивается. Это свидетельствует: от несколько перегретой жидкости они получают дополнительное тепло и пар; число центров парообразования и частота их отрыва, а значит и интенсивность теплоотдачи зависит от разности Δt между поверхностью нагрева и кипящей жидкостью.

Зависимость между коэффициентом теплоотдачи и перепадами температур Δt можно представить в виде графика (рис. 12.1).

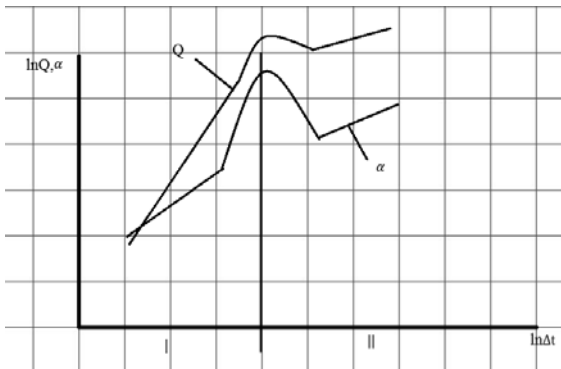


Рис. 12.1

Приведённые зависимости позволяют выделить две области (режима) кипения жидкости в зависимости от величины движущей силы процесса: Δt : I – зона пузырькового кипения; II – зона плёночного кипения.

В области пузырькового кипения жидкости наблюдается увеличение коэффициента теплоотдачи с увеличением движущей силы процесса (увеличение теплового потока). Это увеличение связано с интенсификацией естественной конвекции и увеличением числа центров парообразования (пузырьков пара). При достижении критической разности температур (для воды при 25° при атмосферном давлении) происходит резкое снижение коэффициента теплоотдачи, сопровождающееся снижением величины теплового потока. Это объясняется переходом от пузырькового к плёночному режиму кипения. Критическая разность температур соответствует пику Q и $^\circ$ (см. рис. 12.1) и зависит это от природы кипящей жидкости, давления, температуры и характера греющей поверхности. При организации процессов кипения необходимо обеспечивать условия для протекания процесса в докритической области.

В связи с изложенным существует множество расчётных зависимостей для вычисления коэффициента теплоотдачи при кипении при различных условиях организации процесса. Зависимости имеют громоздкую форму и требуют использования многих физических параметров, многие из которых труднодоступны. По этой причине в расчётной практике используют эмпирические зависимости для жидкостей различного вида, которые имеют следующую форму:

$$\alpha = Ap^n q^m, \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{К}},$$

где p – давление; q – плотность теплового потока.

Сложный теплообмен. Многие тепловые процессы БТП протекают при одновременном сопряжении процессов передачи тепла различными

механизмами, а именно теплопроводностью, теплоотдачей, конвекцией, излучением. Если передача тепла осуществляется хотя бы при совмещении двух механизмов (и более), то теплообмен называют сложным.

В случае сложного теплообмена, проходящего одновременно теплоотдачей и излучением, перенос тепла описывается выражением как при процессе теплоотдачи:

$$Q = \alpha^* (t_1 - t_2) F,$$

где $(t_1 - t_2)$ – движущая сила процесса (разность температур между греющей поверхностью и жидкостью); α^* – приведённый коэффициент теплоотдачи (одновременно за счёт теплоотдачи и излучения).

Теплопередача. В БТП часто организуют передачу тепла от одного теплоносителя к другому и в большинстве случаев теплоносители отделены друг от друга теплопередающей перегородкой. Количество передаваемого тепла определяется основным уравнением теплопередачи:

$$Q = K \Delta t_{cp} F, \text{ Вт,}$$

где K – осреднённое значение коэффициента теплопередачи по поверхности теплопередачи и равен количеству тепла, которое передаётся в единицу времени через единицу поверхности, разделяющей теплоносители при разности температур между ними в 1° .

В случае теплопередачи, коэффициент скорости процесса K «суммирует» переносы тепла от одного теплоносителя к стенке за счёт теплоотдачи, перенос тепла через стенку за счёт теплопроводности и перенос тепла от стенки ко второму теплоносителю за счёт теплоотдачи.

Для расчёта коэффициента теплопередачи проанализируем передачу тепла и её закономерности при теплообмене между двумя теплоносителями через разделительную перегородку (рис. 12.2).

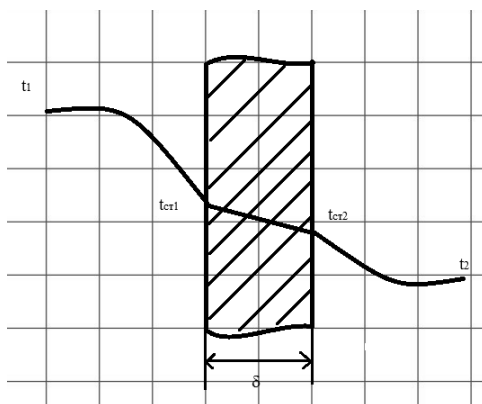


Рис. 12.2

Предположим, что толщина стенки δ , а коэффициент теплопроводности λ , который является константой. По одну сторону стенки теплоноситель с температурой t_1 , по другую с температурой t_2 . Температуры поверхностей стенок со стороны теплоносителей соответственно $t_{ст1}$ и $t_{ст2}$, а коэффициенты теплоотдачи α_1 и α_2 . Поверхность стенки равна F .

В установившемся стационарном режиме теплопередачи, потоки тепла, передаваемого теплоотдачей и теплопроводностью, равны между собой и вычисляются как:

$$\begin{aligned} Q &= \alpha_1(t_1 - t_{ст1})F; \\ Q &= \lambda/\delta(t_{ст1} - t_{ст2})F; \\ Q &= \alpha_2(t_{ст2} - t_2)F. \end{aligned}$$

Из этих соотношений можно получить:

$$\begin{aligned} t_1 - t_{ст1} &= \frac{1}{\alpha_1} \frac{Q}{F}; \\ t_{ст1} - t_{ст2} &= \frac{\delta}{\lambda} \frac{Q}{F}; \\ t_{ст2} - t_2 &= \frac{1}{\alpha_2} \frac{Q}{F}. \end{aligned}$$

Складывая эти уравнения, получим:

$$t_1 - t_2 = \left(\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2} \right) \frac{Q}{F}.$$

Из последнего следует:

$$Q = \frac{1}{\left(\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2} \right)} (t_1 - t_2) F.$$

При сопоставлении полученного уравнения с основным уравнением теплопередач, можно записать:

$$K = \frac{1}{\left(\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2} \right)}.$$

Величину, обратную коэффициенту теплопередачи, называют термическим (тепловым) сопротивлением теплопередачи. При этом слагаемые общего термического сопротивления называются: термическим сопротив-

лением теплоотдачи со стороны первого теплоносителя $\frac{1}{\alpha_1}$; термическим сопротивлением стенки $\frac{\delta}{\lambda}$ и термическим сопротивлением теплоотдачи со стороны второго теплоносителя $\frac{1}{\alpha_2}$. Из полученного следует сделать вывод, что общее термическое сопротивление определяется по закону аддитивности как сумма термических сопротивлений процесса теплопередачи.

В общем случае процесс теплопередачи осуществляется через многослойную стенку и не только потому, что стенка выполнена многослойно. В качестве дополнительных слоёв рассматриваются загрязнения, накипь и т.д. В случае многослойной стенки закон аддитивности остаётся в силе и выражение для расчёта коэффициента теплопередачи приобретает вид:

$$K = \frac{1}{\left(\frac{1}{\alpha_1} + \sum_1^n \frac{\delta_i}{\lambda_i} + \frac{1}{\alpha_2} \right)}.$$

где δ_i, λ_i – толщина и коэффициент теплопроводности i -го слоя стенки.

13. ДВИЖУЩАЯ СИЛА ТЕПЛОВЫХ ПРОЦЕССОВ

Движущая сила – разность температур сред с переносом тепла от более нагретой среды к менее нагретой среде.

При теплопередаче разность температур изменяется по поверхности теплопередачи (вдоль). В связи с этим при тепловых расчётах необходимо пользоваться средней по поверхности теплопередачи разностью температур.

Вычислим среднюю разность температур при прямоточном движении жидкости.

Выделим на поверхности теплопередачи элементарный участок dF , на котором текущие значения температур первого и второго теплоносителя соответственно t_1, t_2 (рис. 13.1). Тепловой поток на этом участке будет определяться основным уравнением теплопередачи:

$$dQ = K(t_1 - t_2)dF, \quad (13.1)$$

В результате теплопередачи на участке dF элементарное изменение температуры для 1-го и 2-го теплоносителей будут определяться выражениями:

$$dt_1 = -\frac{dQ}{G_1 c_1}; \quad (13.2)$$

$$dt_2 = \frac{dQ}{G_2 c_2}, \quad (13.3)$$

где G_i, c_i – массовые расходы и удельная теплоёмкость i -го теплоносителя.

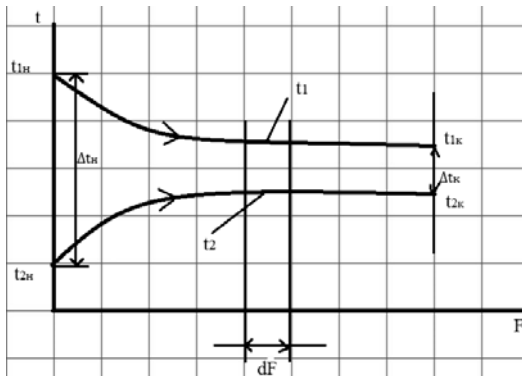


Рис. 13.1

Вычтем из (13.2) уравнения (13.3) и получим:

$$d(t_1 - t_2) = -dQ \left(\frac{1}{G_1 c_1} + \frac{1}{G_2 c_2} \right). \quad (13.4)$$

Подставим dQ из (13.1) уравнения в (13.4):

$$\frac{d(t_1 - t_2)}{t_1 - t_2} = -K \left(\frac{1}{G_1 c_1} + \frac{1}{G_2 c_2} \right) dF. \quad (13.5)$$

Выразим G_i, c_i из уравнения теплового баланса для всей поверхности теплопередач:

$$G_1 c_1 = \frac{Q}{t_{1H} - t_{1K}}; \quad G_2 c_2 = \frac{Q}{t_{2K} - t_{2H}}.$$

После подстановки полученных выражений в (13.5), получаем:

$$\frac{d(t_1 - t_2)}{t_1 - t_2} = -\frac{K}{Q} [(t_{1H} - t_{1K}) + (t_{2K} - t_{2H})] dF = \frac{K}{Q} [(t_{1H} - t_{2H}) + (t_{1K} - t_{2K})] dF.$$

Проинтегрируем левую и правую части полученного выражения соответственно от Δt_H до Δt_K и от 0 до F . В результате получим:

$$Q = K \frac{\Delta t_H - \Delta t_K}{\ln \left(\frac{\Delta t_H}{\Delta t_K} \right)} F.$$

При сравнении полученного выражения с основным уравнением теплопередачи можно сделать вывод, что сомножитель правой части, записанный в виде дроби, представляет собой выражение для расчёта средней движущей силы по поверхности теплопередачи. После замены Δt_H на Δt_G , а Δt_K на Δt_M , где Δt_G – наибольшее, Δt_M – наименьшее.

Получим выражение для расчёта средней движущей силы (средней разности температур):

$$\Delta t_{cp} = \frac{\Delta t_G - \Delta t_M}{\ln \left(\frac{\Delta t_G}{\Delta t_M} \right)}.$$

Выражение используется для расчёта в условиях и проточного и противоточного движения теплоносителя. В более сложных случаях движения теплоносителей движущая сила определяется с использованием поправочных коэффициентов.

Теплообмен твёрдого тела с окружающей средой. Наибольший практический интерес представляет охлаждение или нагревание твёрдого тела, взаимодействующего с окружающей средой по закону теплоотдачи.

Динамика температурного поля: рассмотрим процесс охлаждения неограниченной пластины толщиной 2δ . В начальный момент времени τ_0 температура во всём объёме пластины постоянна и равно t_n , пластину с двух сторон омывает поток жидкости. Так как система симметрична, рассмотрим процесс только по одну сторону пластины. Принимаем, что в рассматриваемом сечении потока жидкости температура t_f в ядре потока постоянна в течение всего процесса. Тепло переходит от пластины в жидкость, причём внутри пластины к поверхности тепло распространяется теплопроводностью, а от поверхности в ядро жидкости – теплоотдачей.

В начальный момент времени τ_0 градиент температуры по толщине пластины равен 0, так как $dt/dx = 0$, $t = \text{const} = t_n$ и тепло начинает переходить из пластины в поток жидкости только из поверхностного слоя пластины. В последующие моменты времени по всей толщине пластины наблюдаются градиенты температур. Предельное значение температуры по толщине пластины, равное температуре среды, соответствует времени $\tau \rightarrow \infty$. Особенностью охлаждения является его неустановившееся состояние.

Для решения задачи о распространении тепла внутри твёрдого тела, дифференциальное уравнение теплопроводности должно быть дополнено уравнением, характеризующим условия на границе раздела фаз твёрдое тело–жидкость, которое получают как уравнение теплового баланса на участке поверхности площадью dF .

К жидкости подводится тепло из твёрдой фазы в количестве dQ , которое может быть определено по закону Фурье:

$$dQ = -\lambda \frac{\partial t}{\partial n} dF d\tau.$$

В жидкость отводится то же количество тепла dQ , которое может быть определено по закону Ньютона:

$$dQ = \alpha(t_{\text{ст}} - t_{\text{ж}}) dF d\tau.$$

Приравнивая правые части этих равенств, получают граничные условия на поверхности раздела фаз:

$$-\lambda \frac{\partial t}{\partial n} = \alpha(t_{\text{ст}} - t_{\text{ж}}).$$

Делением правой части на левую и исключением знаков дифференцирования, разности и направления, получаем число Био:

$$Bi = \alpha l / \lambda.$$

Из дифференциального уравнения теплопроводности получают число Фурье, которое ранее было получено из дифференциального уравнения конвективного переноса тепла.

Задача о распространении тепла внутри твёрдого тела для простейших случаев (тело простой геометрической формы, одномерное распространение тепла) имеют аналитическое решение, которое представляют в виде уравнения подобия, определяющего безразмерную температуру E_t .

$$E_t = (t - t_f)(t_n - t_f) = f\left(Bi, Fo, \frac{x}{l}\right).$$

Аналитические решения такого вида имеются для неограниченной пластины, бесконечно длинного цилиндра и шара в виде бесконечных рядов. Для упрощения расчётов применительно к перечисленным трём случаям составлены графики, позволяющие по критериям Bi и Fo определять представляющие наибольший интерес для практики безразмерные температуры (среднюю на поверхности и в центре тела).

14. МАССООБМЕННЫЕ ПРОЦЕССЫ

Технологические процессы, скорость которых определяется скоростью переноса вещества (массы) из одной фазы в другую, называются массообменными. Аппараты для этих процессов – массообменные.

Массообменные процессы и аппараты занимают важное место среди биотехнологических процессов. Биотехнологические производства характеризуются следующими общими особенностями: в результате ферментации образуется биомасса и продукты метаболизма. Массообменные процессы, как правило, нужны для выделения целевого продукта. В процессах выделения и ферментации целевого продукта из метаболитов используются такие массообменные процессы:

- ректификация;
- кристаллизация;
- сушка;
- экстракция;
- экстрагирование;
- ионообменные;
- мембранные процессы;
- абсорбция;
- адсорбция.

Абсорбция – избирательное поглощение газов или паров жидкими поглотителями (абсорбентами). В этом случае имеет место избирательный переход компонента газовой или паровой фазы в жидкую.

Адсорбция – избирательное поглощение паров и газов или растворённых в жидкости веществ твёрдыми поглотителями (адсорбентами). В этом процессе имеет место переход компонента из газовой или жидкой фаз в твёрдую.

Ректификация – разделение жидкой смеси на чистые или условно чистые компоненты в результате противоточного взаимодействия потоков пара и жидкости. В этом процессе происходит переход вещества из жидкой фазы в паровую и в обратном направлении.

Экстракция – избирательное извлечение компонента жидкой смеси другой жидкостью, которая не смешивается или частично смешивается с первой. В этом процессе имеет место избирательный переход вещества из одной жидкой фазы в другую.

Экстрагирование – избирательное извлечение компонента твёрдой фазы жидким растворителем (экстрагентом). В этом процессе имеет место переход компонента из твёрдой фазы в жидкую.

Кристаллизация – процесс выделения вещества из жидкой фазы в твёрдую фазу. Используется обычно для технологий получения вещества с повышенной чистотой. В этом процессе имеет место переход из жидкой в твёрдую фазу единичным растворителем.

Сушка – удаление влаги из влажных материалов путём её испарения, как правило, при подводе тепла. Относится к тепломассообменным процессам. В этом процессе имеет место переход влаги из влажного материала в паровую или газовую фазу.

Ионообменное разделение – извлечение компонентов из раствора с использованием твёрдых веществ – ионитов. Иониты обладают способностью обменивать свои подвижные ионы на ионы извлекаемого вещества. Используется для извлечения веществ из растворов с малой концентрацией. В этом процессе имеет место избирательный переход вещества из жидкой фазы в твёрдую.

Мембранное разделение (ультрафильтрация, микрофильтрация, обратный осмос) – разделение растворов путём избирательного отделения их компонентов с использованием полупроницаемых мембран. Они способны на молекулярном уровне пропускать одни вещества и задерживать другие. В этом процессе имеет место переход компонентов жидких и газообразных смесей в другую жидкую или газовую фазу.

Во всех перечисленных процессах имеет место переход компонентов смесей из одной фазы в другую в соответствии с механизмами конвективной и молекулярной диффузии. В связи с этим массообменные процессы часто называют диффузионными.

Массопередачей называют процесс перехода вещества из одной фазы в другую в направлении достижения равновесия.

В массообменных процессах, как правило, учувствуют 3 вещества, 2 при этом представляют собой фазы, между которыми осуществляется массоперенос распределённого вещества, при этом фазы называют распределяющими веществами.

Допустим, что распределяемое вещество переходит из фазы G в фазу L , при этом концентрация распределяемого вещества в фазе G равна \bar{Y} , а в фазе L равна \bar{X} . Очевидно, что любой концентрации \bar{Y} соответствует некоторое равновесное значение концентрации в фазе L : \bar{Y}, \bar{X}_p ; и наоборот \bar{X}, \bar{Y}_p в фазе G .

Таким образом, существуют равновесные зависимости для равновесных фаз, участвующих в массообмене:

$$\bar{Y}_p = f(\bar{X}); \quad (14.1)$$

$$\bar{X}_p = f_1(\bar{Y}). \quad (14.2)$$

Равновесные зависимости (14.1) и (14.2) определяются в отношении конкретных массообменных процессов в конкретных условиях их протекания с учётом свойств взаимодействующих фаз. Знание равновесных концентраций позволяет выяснить направление течения процесса, которое определяется как направление к равновесным условиям.

$$\frac{G: \bar{Y} > \bar{Y}_p}{L: \bar{X} < \bar{X}_p} \downarrow;$$

$$\frac{G: \bar{Y} < \bar{Y}_p}{L: \bar{X} > \bar{X}_p} \uparrow.$$

Равновесные концентрации очень важны для определения скорости течения процессов, поскольку сила массообменных процессов определяются степенью отклонения взаимодействующих фаз от равновесия. Скорость перехода распределяемого вещества из одной фазы в другую пропорционально рабочей концентрации распределяемого вещества в фазе и её равновесным значениям. Основными вопросами при изучении массопередачи являются законы фазового равновесия, движущая сила и направление массообменных процессов, а также коэффициент скорости процесса.

15. ОСНОВНОЕ УРАВНЕНИЕ МАССОПЕРЕДАЧИ

Основное уравнение массопередачи: на основе общих кинетических закономерностей процессов биотехнологии можно утверждать, что скорость массопередачи пропорциональна движущей силе массообменного процесса и обратно пропорциональна сопротивлению.

$$\frac{dM}{dF d\tau} = \frac{\Delta}{R} \Delta K,$$

где dM – количество вещества, перешедшего из одной фазы в другую; dF – поверхность фазового контакта; Δ – движущая сила процесса, вычисленная либо как $\Delta \bar{X}$ или $\Delta \bar{Y}$; R – сопротивление массопереносу (подчиняется закону аддитивности); $K = 1/R$ – коэффициент скорости массопередачи.

Теоретически в массообменных процессах равновесие не достигается никогда, т.е. $\Delta \bar{X}$ и $\Delta \bar{Y}$ всегда больше 0.

С учётом изложенного интенсивность массопереноса можно выразить следующим образом:

- для фазы G : $dM = K_{\bar{Y}} \Delta Y dF$;
- для фазы L : $dM = K_{\bar{X}} \Delta X dF$.

Из полученных выражений следует: $K_{\bar{Y}} \Delta Y = K_{\bar{X}} \Delta X$.

В общем случае: $K_{\bar{Y}} \neq K_{\bar{X}}$; $\Delta Y \neq \Delta X$.

Равновесное значение концентрации распределённого вещества описывается выражением: $\bar{Y}_p = f(\bar{X})$ и только в редких случаях равновесная зависимость представляется в виде линейной функции: $\bar{Y}_p = A_p \bar{X}$.

Значение движущей силы процесса в общем случае является переменной величиной вдоль поверхности раздела фаз. Для расчёта процесса массопереноса необходимо определить среднюю по поверхности массопередачи движущую силу ΔX_{cp} или ΔY_{cp} .

$$M = K_Y \Delta Y_{cp} F;$$

$$M = K_X \Delta X_{cp} F,$$

где ΔY_{cp} – среднее значение движущей силы (среднее интегральное) по всей поверхности массопередачи.

При расчёте средней движущей силы могут встретиться два случая:

- равновесная зависимость линейна;
- зависимость не линейна.

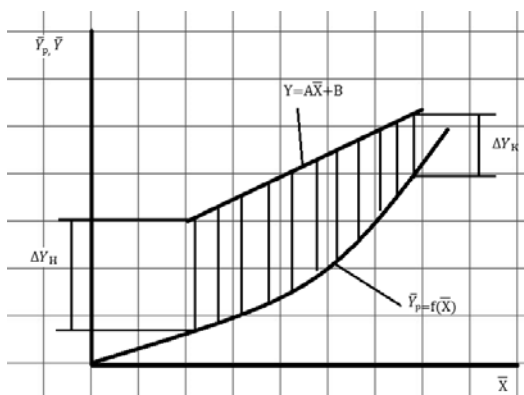


Рис. 15.1

Для случая линейной зависимости между Y_{cp} и X_{cp} , средняя движущая сила процесса определяется как среднее логарифмическое значение (по аналогии с теплоотдачей)

$$\Delta Y_{cp} = \frac{\Delta Y_H - \Delta Y_K}{\ln\left(\frac{\Delta Y_H}{\Delta Y_K}\right)}; \quad \Delta X_{cp} = \frac{\Delta X_K - \Delta X_H}{\ln\left(\frac{\Delta X_K}{\Delta X_H}\right)}.$$

Для случая нелинейной зависимости значения средней движущей силы определяются следующими выражениями:

$$\Delta Y_{cp} = \frac{\Delta \bar{Y}_H - \Delta \bar{Y}_K}{\int_{Y_K}^{Y_H} \frac{dY}{Y - Y_p}}; \quad \Delta X_{cp} = \frac{\Delta \bar{X}_K - \Delta \bar{X}_H}{\int_{X_H}^{X_K} \frac{dX}{X_p - X}}.$$

Полученные выражения используют для вычисления с применением методов численного, графического интегрирования, в некоторых случаях аналитически.

Интегралы, стоящие в знаменателях в приведённых выражениях, широко используют при расчётах массообменных процессов и аппаратов. Называют их числом единиц переноса:

$$m_Y = \int_{Y_K}^{Y_H} \frac{dY}{Y - Y_p}; \quad m_X = \int_{X_H}^{X_K} \frac{dX}{X_p - X}.$$

Число единиц переноса (ЧЕП) характеризует изменение рабочей концентрации, приходящееся на единицу движущей силы процесса. В инженерной практике ЧЕП определяют по средней движущей силе.

$$m_Y = (\bar{Y}_H - \bar{Y}_K) / \Delta Y_{cp}; \quad m_X = (\bar{X}_K - \bar{X}_H) / \Delta X_{cp}.$$

16. ОСНОВНЫЕ ЗАКОНЫ МАССОПЕРЕДАЧ

В процессах массопередач могут принимать участие жидкая, паровая (газовая) и твёрдая фазы. Элементарными законами, в соответствии с которыми протекает массоперенос в названных средах, являются законы молекулярной диффузии, массоотдачи, массопроводности (для твёрдой фазы).

Закон молекулярной диффузии (первый закон Фика). Молекулярная диффузия (в газовой, паровой и жидкой фазах) протекает вследствие хаотического перемещения молекул веществ с их переносом из областей с высокой концентрацией в область низких концентраций. Кинетика молекулярного диффузионного переноса подчиняется первому закону Фика, который формально аналогичен закону теплопроводности Фурье: количество диффундирующего вещества пропорционально градиенту концентрации, площади, перпендикулярной направлению потока диффузии и времени:

$$dM = -D \frac{\partial C}{\partial x} dF dt,$$

где dM – количество вещества, продиффундирующего через поверхность dF за время dt ; $\frac{\partial C}{\partial x}$ – градиент концентрации в направлении диффузии x ; D – коэффициент скорости процесса диффузии.

Коэффициент D показывает, какое количество вещества диффундирует через поверхность в 1 м^2 в течение 1 с при разности концентраций диффундирующего вещества равной 1 на расстоянии 1 м. Знак $(-)$ означает, что результирующий поток диффузии направлен от высоких концентраций к низким, т.е. в направлении, обратном градиенту концентрации. Коэффициент диффузии зависит от агрегатного состояния (в газах примерно в 10^4 раз выше, чем жидкостях) с повышением температуры коэффициент возрастает, а с повышением давления убывает.

Дифференциальное уравнение молекулярной диффузии (второй закон Фика). По аналогии с выводом дифференциального уравнения теплопроводности (Фурье–Кирхгофа) анализируют элементарные потоки, проходящие через грани элементарного параллелепипеда с рёбрами dx , dy , dz .

В результате составления материального баланса входящих и выходящих потоков через грани параллелепипеда получим:

$$dM = -D \left(\frac{\partial^2 C}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 C}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 C}{\partial z^2} \right) dx dy dz dt,$$

где dM – изменение массы диффундирующего вещества в объёме за время dt .

С другой стороны, аналогичные изменения массы диффундирующего в элементарный объём за время $d\tau$ можно вычислить следующим образом:

$$dM = dx dy dz \frac{\partial C}{\partial \tau} d\tau.$$

Путём сопоставления двух последних выражений получим:

$$\frac{\delta c}{\delta \tau} = D \left(\frac{\partial^2 C}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 C}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 C}{\partial z^2} \right) -$$

второй закон Фика.

Закон массоотдачи (закон Шукарева). Основной закон массоотдачи часто называют законом конвективной диффузии (в теплопроводности конвективного переноса).

В соответствии с законом Шукарева, который является формальным аналогом закона теплоотдачи Ньютона, количество вещества, перенесённого от поверхности раздела фаз в воспринимающую фазу, пропорционально разности концентраций у поверхности раздела фаз и в ядре потока воспринимающей фазы, площади поверхности фазового контакта и времени:

$$dM = \beta (C_p - C) dF d\tau,$$

где β – коэффициент массоотдачи; C_p – концентрация в воспринимающей фазе на поверхности раздела фаз; C – концентрация в ядре потока воспринимающей фазы.

Для установившегося процесса поток переносимого вещества может быть вычислен при использовании осреднённого коэффициента массоотдачи (β) на движущую силу (ΔC)

$$dM = \beta (C_p - C) dF = \beta \Delta C dF.$$

Коэффициент массоотдачи численно равен количеству вещества, переносимого через 1 м^2 в течение 1 с при разности концентраций, равной 1 (между поверхностью раздела фаз и в ядре потока).

Дифференциальное уравнение конвективной диффузии (массоотдачи). При конвективной диффузии перенос вещества в воспринимающую (отдающую) фазу осуществляется одновременно по механизмам молекулярной диффузии и конвекции. В ядре потока перенос вещества осуществляется за счёт токов жидкости (турбулентных пульсаций). В области пограничного диффузионного слоя доминирует механизм молекулярной диффузии. Теплоперенос такого рода сопряжённых условий (пограничный слой + ядро) называют конвективным (массоотдачей).

Концентрация переносимого вещества в элементарном объёме среды изменяется не только вследствие молекулярной диффузии, но и конвективного переноса. При конвективной диффузии элемент перемещается,

и изменение концентрации в нём может быть описано с использованием субстанциональной производной:

$$\frac{DC}{d\tau} = \frac{\partial C}{\partial \tau} + \left(\omega_x \frac{\partial C}{\partial x} + \omega_y \frac{\partial C}{\partial y} + \omega_z \frac{\partial C}{\partial z} \right),$$

где $\frac{\partial C}{\partial \tau}$ – локальное изменение; $\omega_x \frac{\partial C}{\partial x} + \omega_y \frac{\partial C}{\partial y} + \omega_z \frac{\partial C}{\partial z}$ – конвекционный процесс.

Если в дифференциальном уравнении молекулярной диффузии локальное изменение заменить на полное субстанциональное, то получим дифференциальное уравнение конвективной диффузии:

$$\frac{\partial C}{\partial \tau} + \left(\omega_x \frac{\partial C}{\partial x} + \omega_y \frac{\partial C}{\partial y} + \omega_z \frac{\partial C}{\partial z} \right) = D \left(\frac{\partial^2 C}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 C}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 C}{\partial z^2} \right).$$

Уравнение подобия конвективной диффузии. Для полного математического описания процесса конвективной диффузии, полученное дифференциальное уравнение должно быть дополнено зависимостями начальных и граничных условий. Количество вещества, воспринимаемого какой-либо фазой, можно определить по уравнению массоотдачи:

$$dM = \beta \Delta C dF d\tau.$$

В стационарных условиях это же количество вещества передаётся через пограничный слой

$$dM = -D \left(\frac{\partial C}{\partial x} \right) dF d\tau.$$

Из приведённых выражений следует:

$$\beta \Delta C = -D \left(\frac{\partial C}{\partial x} \right).$$

Воспользовавшись правилами теории подобия (заменяем ориентированные размеры на характерные и освободимся от символов дифференцирования), поделим левую часть на правую, получим:

$$\frac{\beta l}{D} = Nu_m \text{ или } \langle \rangle Sh -$$

число Шервуда (Нуссельт массообменный).

Числа подобия, характеризующие конвективный перенос, получают из дифференциального уравнения конвективной диффузии путём деления первого члена левой части на член правой части, получим безразмерный комплекс, обратный числу Фурье массообменному:

$$\frac{l^2}{D\tau} = \frac{1}{Fo_m}; Fo_m = \frac{D\tau}{l^2}.$$

Фурье массообменный характеризует изменение диффузионного потока во времени в нестационарном процессе.

Путём деления второго члена, получим число Пекле диффузионный (массообменный):

$$Pe_m = \frac{\omega l}{D}.$$

Отражает соотношение интенсивностей конвекционного и диффузионного переносов. При использовании в инженерной практике число Пекле представляют в виде произведения Рейнольдса и Прандтля:

$$Pe_m = \frac{\omega l}{D} = \frac{\omega l}{v} \frac{v}{D} = Re Pr_m.$$

где Pr_m определяет подобие полей физических величин; Re определяет гидродинамическое подобие.

Если процесс массоотдачи протекает в условиях естественной конвекции, то для характеристики гидродинамического режима вместо числа Рейнольдса используют число Грасгофа:

$$Gr = \frac{gl^3}{\nu^2} \beta \Delta t.$$

В результате, в общем виде уравнение подобия конвективной диффузии:

$$Nu_m = f(Re, Gr, Pr_m, Fo_m).$$

Если массоотдача протекает в стационарных условиях при вынужденном течении среды, то уравнение подобия имеет вид:

$$Nu_m = f(Re, Pr_m).$$

Если имеет место режим естественной конвекции:

$$Nu_m = f(Gr, Pr_m).$$

Из найденного значения Nu_m вычисляют коэффициент массоотдачи:

$$\beta = \frac{Nu_m D}{l}.$$

Выражение коэффициента массопередачи через коэффициенты массоотдачи.

Массопередача – процесс переноса распределённого вещества из одной фазы в другую через поверхность раздела фаз.

Таким образом, при массопередаче имеет место сопряжение процессов массоотдачи распределённого вещества к поверхности раздела фаз со стороны одной фазы и массоотдачи от поверхности раздела фаз в воспринимающую фазу.

Для определения взаимосвязи между коэффициентом массопередачи и массоотдачи в фазах G и L рассмотрим простой случай: наличие линейных зависимостей между рабочими и равновесными концентрациями.

Коэффициент массоотдачи при выражении движущей силы через концентрации в фазе G будет определяться:

$$K_Y = \frac{1}{\frac{1}{\beta_Y} + \frac{A_p}{\beta_x}}$$

тогда

$$dM = K_Y \Delta Y_{cp} dF d\tau.$$

Соответственно для фазы L имеем:

$$K_x = \frac{1}{\frac{1}{\beta_x} + \frac{1}{A_p \beta_y}}$$

тогда

$$dM = K_x \Delta X_{cp} dF d\tau.$$

Таким образом, значение коэффициента массопередачи зависит от величины коэффициентов массоотдачи во взаимодействующих фазах и угла наклона равновесной линии:

$$A_p = \operatorname{tg} \alpha.$$

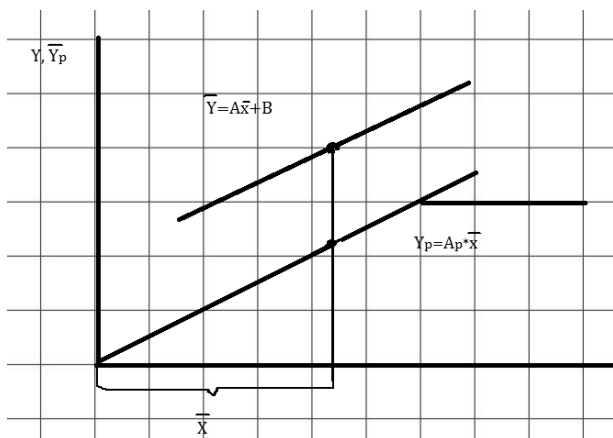


Рис. 16.1

17. МАССОПЕРЕДАЧА В СИСТЕМАХ С ТВЁРДОЙ ФАЗОЙ

Массопередача в системах с твёрдой фазой: в таких системах массоперенос осуществляется массоотдачей от поверхности твёрдой фазы в газовую или жидкую фазу и массопроводностью между внутренними слоями твёрдого тела и его поверхности. Для описания массопереноса внутри твёрдой фазы используется закон, аналогичный закону теплопроводности или первому закону Фика. Массоперенос внутри твёрдого тела называют массопроводностью.

Закон массопроводности:

$$dM = -K\delta \frac{\partial C}{\partial x} dF d\tau,$$

где K – коэффициент массопроводности.

При переносе вещества внутри твёрдой фазы по закону массопроводности, процесс можно описать дифференциальным уравнением массопроводности (аналог дифференциального уравнения молекулярной диффузии):

$$\frac{\partial C}{\partial \tau} = K \left(\frac{\partial^2 C}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 C}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 C}{\partial z^2} \right). \quad (*)$$

Если среднее значение концентрации переносимого вещества больше равновесного значения ($\bar{C} > C_p$, то имеет место перенос вещества из твёрдой фазы в ядро взаимодействующей с ним фазы. Напротив, если $\bar{C} < C_p$, то имеет место перенос вещества в твёрдое тело из окружающей среды (фазы).

Для решения задачи массопроводности (массопереноса в твёрдой фазе) необходимо дополнить (*) граничными и начальными условиями. Граничные условия формируются из условия равенства потоков массоотдачи со стороны фазы, омывающей твёрдое тело, и массопроводности внутри твёрдого тела у границы раздела фаз:

$$-K \frac{\partial C}{\partial x} = \beta \Delta C. \quad (**)$$

В инженерной практике используют числа подобия, которые получают из дифференциального уравнения массопроводности и граничных условий.

Путём деления правой части (**) на левую с учётом правил получения чисел подобия, получим:

$$\frac{\beta l}{K} = Bi_m.$$

По физическому смыслу Bi_m является отношением внутридиффузионного сопротивления (массопроводности) к сопротивлению массоотдачи ($1/\beta$). В зависимости от величины числа Bi_m различают внешнюю, внутреннюю и смешанную задачи массопроводности. При $Bi_m \geq 50$ скорость массопереноса лимитируется скоростью массопроводности (маленькое значение K) и имеет место внутренняя задача массопереноса. Напротив, при малых значениях $Bi_m \leq 2$ скорость массопереноса лимитируется скоростью массоотдачи и имеет место внешняя задача массопереноса. При $2 < Bi_m < 50$ имеет место смешанная задача массопереноса.

Если имеет место внутренняя задача, то процесс массопереноса можно интенсифицировать за счёт увеличения коэффициента массопроводности K (нагрев, вакуум, наложение физических полей) и путём уменьшения l (измельчение частиц).

Если задача внешняя, то процесс можно интенсифицировать за счёт активных гидродинамических режимов, а также увеличения расхода среды (увеличения ΔC).

В расчётной практике широко используются зависимости, основанные на теории подобия, в которые наряду с Bi_m входит число Фурье массообменное и получается путём деления правой части уравнения на левую:

$$Fo_m = \frac{K\tau}{l^2}.$$

Соответствующие расчётные зависимости записываются в следующем виде:

$$E = \frac{C - C_p}{C_n - C_p} = f\left(Fo_m, Bi_m, \dots, \frac{x}{l}\right),$$

где E – относительная безразмерная концентрация переносимого вещества в твёрдой фазе; C_n и C_p – начальная и равновесная концентрации вещества в твёрдой фазе; C – текущее значение концентрации, которая может быть определена как средняя по объёму тела, для поверхности тела и в центре тела.

Зависимости концентраций в указанных точках для тел правильной формы (цилиндра, пластины, сферы) приведены в специализированной литературе.

Зная начальное значение концентрации и его конечное значение, вычисляют Fo_m и используют его для вычисления времени процесса:

$$\tau = \frac{Fo_m l^2}{K}.$$

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

В учебном пособии рассмотрены теоретические положения, классификация основных технологических процессов и аппаратов биотехнологической промышленности – гидромеханические, тепловые, массообменные, химические и механические. Представлены основные типовые процессы биотехнологии, принципы действия важнейших аппаратов.

Материал пособия подобран из различных литературных источников и обработан на единой методической основе, что позволяет углублённо изучать дисциплину «Биотехнологические процессы и аппараты» и активизировать самостоятельную творческую работу студента.

Полученные знания будут необходимы при профессиональной подготовке бакалавров по направлению подготовки «Биотехнология», при решении практических задач, непосредственно связанных с эксплуатацией и интенсификацией производственных процессов.

Создание и совершенствование биотехнологических производств, способствующих улучшению качества выпускаемой продукции, экономии материальных ресурсов и активной охране окружающей среды – главная задача технического прогресса, которую предстоит решать молодым специалистам в настоящее время и в перспективе.

СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

1. **Вобликова, Т. В.** Процессы и аппараты пищевых производств [Электронный ресурс] : учебное пособие / Т. В. Вобликова, С. Н. Шлыков, А. В. Пермяков. – Ставрополь : Ставропольский государственный аграрный университет, АГРУС, 2013. – 212 с. – URL : <http://www.iprbookshop.ru/47344.html>
2. **Долгунин, В. Н.** Биотехнологические процессы и аппараты : учебное пособие / В. Н. Долгунин, О. О. Иванов, П. А. Иванов. – Тамбов : Изд-во Першина Р.В., 2009. – 105 с.
3. **Холодилин, А. Н.** Лабораторный практикум по курсу «Процессы и аппараты пищевых производств» [Электронный ресурс] : учебное пособие / А. Н. Холодилин, С. Ю. Соловых. – Оренбург : Оренбургский государственный университет, ЭБС АСВ, 2014. – 142 с. – URL : <http://www.iprbookshop.ru/33639.html>
4. **Соколова, О. Я.** Биохимические основы пищевого производства [Электронный ресурс] : лабораторный практикум / О. Я. Соколова, Е. В. Бибарцева. – Оренбург : Оренбургский государственный университет, ЭБС АСВ, 2017. – 96 с. – URL : <http://www.iprbookshop.ru/71265.html>. – ЭБС «IPRbooks».
5. **Процессы** и аппараты пищевой технологии [Электронный ресурс] : учебное пособие / С. А. Бредихин, А. С. Бредихин, В. Г. Жуков, Ю. В. Космодемьянский. – СПб. : Лань, 2014. – 544 с. – URL : <http://e.lanbook.com/book/50164>
6. **Расчёт** и проектирование массообменных аппаратов [Электронный ресурс] : учебное пособие / А. Н. Остриков, В. Н. Василенко, О. В. Абрамов, А. В. Логинов. – СПб. : Лань, 2015. – 352 с. – URL : <http://e.lanbook.com/book/56170>
7. **Остриков, А. Н.** Расчёт и проектирование сушильных аппаратов [Электронный ресурс] : учебное пособие / А. Н. Остриков, М. И. Слюсарев, Е. Ю. Желтоухова. – СПб. : Лань, 2016. – 352 с. – URL : <http://e.lanbook.com/book/71725>
8. **Комиссаров, Ю. А.** Процессы и аппараты химической технологии : учебное пособие для вузов / Ю. А. Комиссаров, Л. С. Гордеев, Д. П. Вент ; под ред. Ю. А. Комиссарова. – М. : Химия, 2011. – 1230 с.
9. **Процессы** и аппараты пищевых производств : учебник для вузов : в 2 кн. / А. Н. Остриков и др. ; под ред. А. Н. Острикова. – СПб. : ГИОРД, 2007. – Кн. 1. – 704 с. ; – СПб. : ГИОРД, 2007. – Кн. II. – 608 с.
10. **Попов, Г. В.** Физические основы измерений в технологиях пищевой и химической промышленности. [Электронный ресурс] : учебное пособие / Г. В. Попов, Ю. П. Земсков, Б. Н. Квашнин. – СПб. : Лань, 2015. – 256 с. – URL : <http://e.lanbook.com/book/60050>
11. **Титова, Л. М.** Массообменные процессы в химической и пищевой технологии. Лабораторные и практические занятия [Электронный ресурс] : учебное пособие / Л. М. Титова, И. Ю. Александян, А. Х. Нугманов. – СПб. : Лань, 2014. – 224 с. – URL : <http://e.lanbook.com/book/53692>

ОГЛАВЛЕНИЕ

Введение	3
1. Классификация процессов	4
2. Общие кинетические закономерности технологических процессов	6
3. Основные принципы расчёта процессов и аппаратов	8
4. Общая характеристика процессов и аппаратов	10
5. Определение технологических размеров аппарата в зависимости от кинетических характеристик процесса	16
6. Некоторые положения теории подобия	19
7. Метод анализа размерностей при изучении процессов	26
8. Гидромеханические процессы и аппараты	27
9. Псевдооживление твёрдых зернистых материалов	37
10. Теплообменные процессы	42
11. Дифференциальные уравнения конвективного теплопереноса	50
12. Процессы кипения жидкости и конденсации пара	56
13. Движущая сила тепловых процессов	61
14. Массообменные процессы	65
15. Основное уравнение массопередачи	68
16. Основные законы массопередачи	70
17. Массопередача в системах с твёрдой фазой	75
Заключение	77
Список литературы	78

Учебное издание

ДОЛГУНИН Виктор Николаевич
ПРОНИН Василий Александрович

БИОТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ

Учебное пособие

Редактирование Е. С. Мордасовой
Инженер по компьютерному макетированию Т. Ю. Зотова

ISBN 978-5-8265-2291-2



Подписано в печать 11.01.2021.

Дата выхода в свет 29.01.2021.

Формат 60 × 84 / 16. 4,65 усл. печ. л.

Тираж 300 экз. (1-й з-д 50 экз.) Заказ № 43

Издательский центр ФГБОУ ВО «ТГТУ»
392000, г. Тамбов, ул. Советская, д. 106, к. 14.
Телефон (4752) 63-81-08.

E-mail: izdatelstvo@tstu.ru

Отпечатано в типографии ФГБОУ ВО «ТГТУ»
392008, г. Тамбов, ул. Мичуринская, д. 112А

Телефон (4752) 63-07-46.

E-mail: tipo_tstu68@mail.ru