

В. Н. ДОЛГУНИН, В. А. ПРОНИН

ГИДРОМЕХАНИЧЕСКИЕ И ТЕПЛОВЫЕ ПРОЦЕССЫ БИОТЕХНОЛОГИЙ



**Тамбов
Издательский центр ФГБОУ ВО «ТГТУ»
2026**

Министерство науки и высшего образования Российской Федерации

Федеральное государственное бюджетное образовательное
учреждение высшего образования
«Тамбовский государственный технический университет»

В. Н. ДОЛГУНИН, В. А. ПРОНИН

ГИДРОМЕХАНИЧЕСКИЕ И ТЕПЛОВЫЕ ПРОЦЕССЫ БИОТЕХНОЛОГИЙ

Утверждено Ученым советом
ФГБОУ ВО «Тамбовский государственный технический университет»
в качестве учебного пособия для студентов 2 и 3 курсов
направления 19.03.01 «Биотехнология» очной формы обучения

2-е издание, переработанное и дополненное

Учебное электронное издание



Тамбов
Издательский центр ФГБОУ ВО «ТГТУ»
2026

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,
ведущий инженер-технолог ООО «ЗАВКОМ-ТЕХ»
А. А. Ермаков

Долгунин, В. Н.

Д64 Гидромеханические и тепловые процессы биотехнологий [Электронный ресурс] : учебное пособие / В. Н. Долгунин, В. А. Пронин. – 2-е изд. перераб. и доп. – Тамбов : Издательский центр ФГБОУ ВО «ТГТУ», 2026. – Системные требования : ПК не ниже класса Pentium IV ; RAM 512 Мб ; необходимое место на HDD 1,9 Мб ; Windows 7/8/10/11 ; дисковод CD-ROM ; мышь. – Загл. с экрана.
ISBN 978-5-8265-2998-0

Рассматриваются основные технологические процессы биотехнологической промышленности – гидромеханические, тепловые. Представлены принципы действия важнейших аппаратов.

Предназначено для студентов 2 и 3 курсов направления 19.03.01 «Биотехнология» очной формы обучения.

УДК 66.01(075.8)
ББК з 280.73я73

*Все права на размножение и распространение в любой форме остаются за разработчиком.
Нелегальное копирование и использование данного продукта запрещено.*

ISBN 978-5-8265-2998-0

© Федеральное государственное бюджетное
образовательное учреждение высшего образования
«Тамбовский государственный технический
университет» (ФГБОУ ВО «ТГТУ»), 2026

ВВЕДЕНИЕ

Основная цель курса **«ГИДРОМЕХАНИЧЕСКИЕ И ТЕПЛОВЫЕ ПРОЦЕССЫ БИОТЕХНОЛОГИЙ»** – научить будущих специалистов оценивать эффективность процессов и оборудования биотехнологий 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 определить оптимальные параметры этих процессов, выявить пути интенсификации существующих процессов и совершенствования оборудования, провести технологический расчет оборудования, основываясь на научно обоснованной базе. Курс относится к разделу общеинженерных дисциплин, прямо формирующих квалификацию инженера биотехнологического производства по направлению 19.03.01.

1. ГИДРОМЕХАНИЧЕСКИЕ ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ

В биотехнологической промышленности (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 теоретические основы гидромеханических процессов в целях 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, образуемых твердыми 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 распределенных в нем твердых частиц с размером от 5 до 50 мкм); дым (система, состоящая из газа и распределенных в нем частиц с меньшим размером – 0,5...5,0 мкм – которые образуются при горении); туман (система, состоящая из газа и распределенных в нем капель жидкости – 0,3...5,0 мкм), формируется в результате конденсации.

Системы, состоящие из твердых или жидких частиц, взвешенных в газовой среде, называют аэрозолями.

Суспензия (система жидкость + твердые 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 определенном 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 счет гравитационных сил, поля центробежных сил, силы электрического поля. С учетом 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 счет избыточного давления дисперсионной среды, вакуума под фильтрующей перегородкой или под действием центробежных сил. В последнем случае – центробежное фильтрование.

Псевдооживление – процесс воздействия на твердый дисперсный материал восходящим потоком жидкости или газа, при котором твердая дисперсная среда переходит в состояние, аналогичное по свойствам (по многим параметрам) жидкости. В процессе псевдооживления дисперсная фаза распола-

гается над распределительной решеткой, которая обеспечивает распределение потока и предотвращает «провал» частиц.

Перемешивание имеет место либо для однородного распределения, либо для интенсификации массо- и теплообменных процессов за счет 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 действуют сила тяжести G , выталкивающая сила A и сила вязкостного трения S (рис. 1.1).

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

$$V = c_1 l^3,$$

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

При известной плотности жидкости частицы гравитационная и подъемная силы могут быть выражены в виде

$$G = c_1 l^3 \rho_{\text{т}} g; \quad A = c_1 l^3 \rho_{\text{ж}} g.$$

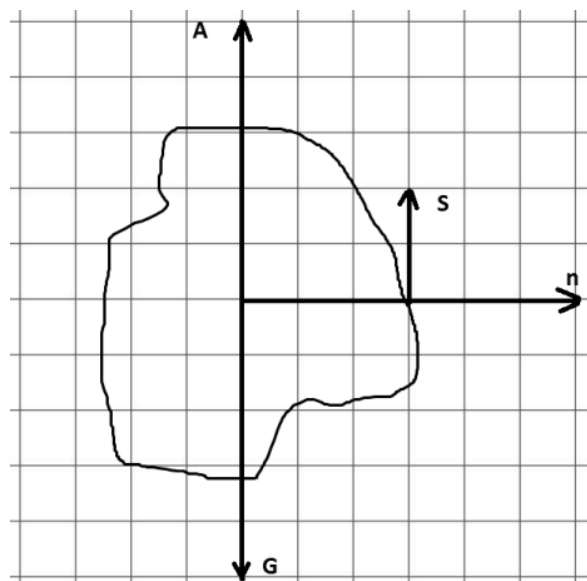


Рис. 1.1. Действие различных сил на частицу при осаждении

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 слоев жидкости относительно друг друга в перпендикулярном к нормали направлении.

Интегральную силу вязкостного действия определяют от величины ее 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, подъемной силы и вязкостного трения будет равно силе инерции. Вследствие этого запишем уравнение

$$c_1 l^3 (\rho_T - \rho_{\text{ж}}) g - c_2 l^2 \mu \frac{\partial w}{\partial n} = c_1 l^3 \rho_T \frac{dw}{d\tau}. \quad (1.1)$$

Уравнение (1.1) 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 приведем полученное выражение (1.1) к безразмерному виду путем деления всех членов уравнения на член в правой части уравнения:

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

Умножим левую и правую части на безразмерное отношение плотностей, получим

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

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

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

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:

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

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:

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

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

$$\frac{g l \Delta \rho}{w^2 \rho} \left(\frac{w l}{\nu} \right)^2 = \frac{g l^3 \Delta \rho}{\nu^2 \rho}.$$

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

$$\text{Ar} = \frac{g l^3 \Delta \rho}{\nu^2 \rho}.$$

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 трех 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 фильтрования. 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 объем (рис. 1.2, 1.3).

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

На элементарной длине потока ωx перепад давления, действующий на элементарный объем, будет определяться так:

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

Для вычисления силы вязкостного трения, действующей на элементарный объем, 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 .

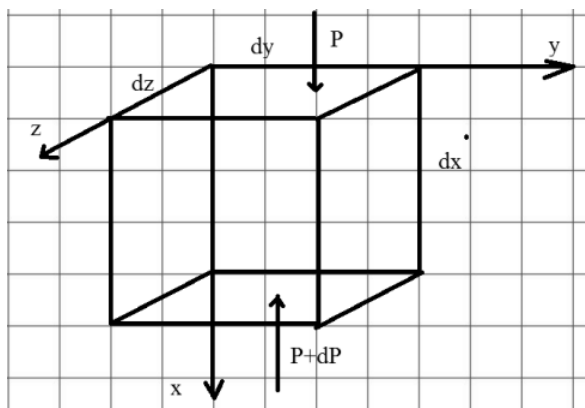


Рис. 1.2

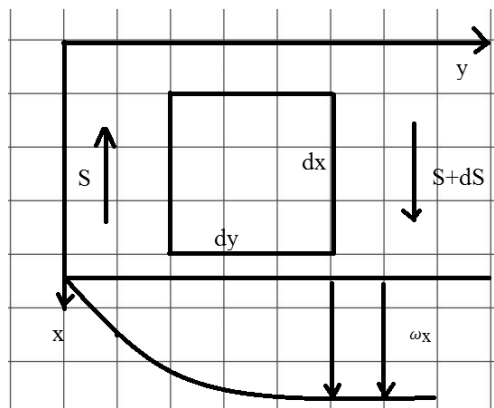


Рис. 1.3

В результате сила вязкостного трения, действующая на элементарный объем, будет определяться произведением приращения напряжения вязкостного трения на площадь поверхности боковой грани элементарного объема:

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

В соответствии со вторым законом механики сумма G , dP , dS равна силе инерции. В результате дифференциальное уравнение, определяющее динамическое равновесие элементарного объема 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 деления всех его членов на элементарный объем $dx dy dz$ получим дифференциальное уравнение, описывающее кинетику фильтрования 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, отнесенные к единице объема жидкости, движущейся в каналах фильтрующего слоя. Для случая трехмерного неустановившегося движения несжимаемой вязкой жидкости дифференциальное уравнение имеет более сложный вид, но структура уравнений при этом остается неизменной, за исключением того, что в уравнении появляется член, учитывающий изменение параметров во времени.

В связи со сложностью учета условий однозначности в инженерных расчетах процесса фильтрования на базе полученного дифференциального уравнения целесообразно использование аппарата теории подобия. Для получения критериального уравнения фильтрования вычеркнем в его членах знаки дифференцирования, исключим символы, определяющие направление, 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 фильтрования.

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 фильтрования 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:

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

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 ($Re \leq 35$) критериальное уравнение имеет вид

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

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 нем 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 учетом 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 расчете на всю поверхность фильтрования, то ее значение будет определяться как

$$w_f = w\varepsilon,$$

таким образом, получим

$$w_f = \frac{d_{\text{ч}}^2 \Delta p}{\mu l} \frac{\varepsilon^3}{(1-\varepsilon)^2} \frac{\Phi^2}{110}; \quad w_f = \frac{dV}{F d\tau} = \frac{\Delta p}{R}.$$

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 учетом последнего выражения кинетическое уравнение фильтрования может быть записано в виде

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

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

2. ПСЕВДООЖИЖЕНИЕ ТВЕРДЫХ ЗЕРНИСТЫХ МАТЕРИАЛОВ

Многие тепломассообменные и биохимические процессы в некоторых случаях целесообразно проводить в режиме псевдоожигения твердой дисперсной фазы. В режиме псевдоожигения частицы приобретают подвижность относительно друг друга за счет взаимодействия их с псевдоожигающим потоком жидкости или газа. Такое состояние материала принято называть псевдоожигенным слоем.

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

Псевдоожигенный слой твердых частиц образуется в восходящем потоке жидкости или газа, воздействующем на слой твердых частиц, расположенных на поддерживающей решетке. В зависимости от скорости восходящего потока, слой твердых 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 псевдоожигения частицы начинают перемещаться относительно друг друга. Эту скорость принято называть скоростью начала псевдоожигения.

Этот момент соответствует достижению равенства сил гидравлического сопротивления фильтруемого слоя и 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 (решетки).

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

$$\Delta p_{\text{сл}} = g(\rho_{\text{ч}} - \rho_{\text{ж}})(1 - \varepsilon_0)h_0, \quad (2.1)$$

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 остается 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 идет вместе с увеличением высоты слоя. Увеличение диаметра канала с увеличением скорости агента происходит настолько, что сила гидравлического сопротивления остается 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 регламентном превышении скорости начала псевдооживления структура слоя относительно однородна (однородное псевдооживление).

С увеличением скорости псевдооживляющего агента псевдооживленный слой увеличивается в объеме, 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 остается примерно постоянной величиной, примерно равной скорости витания частиц.

На участке кривой ОА (рис. 2.1) имеет место фильтрование псевдооживляющего агента через неподвижный слой. Если слой состоит из однородных

частиц небольшого размера, то процесс протекает в ламинарном режиме, и Δp – 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 псевдоожижающего 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 подвисает без перемещения с потоком. Эта скорость примерно равна скорости осаждения частицы в стационарном режиме.

При достижении слоем состояния, соответствующего 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 псевдоожижающего агента в точке В называют скоростью уноса частиц.

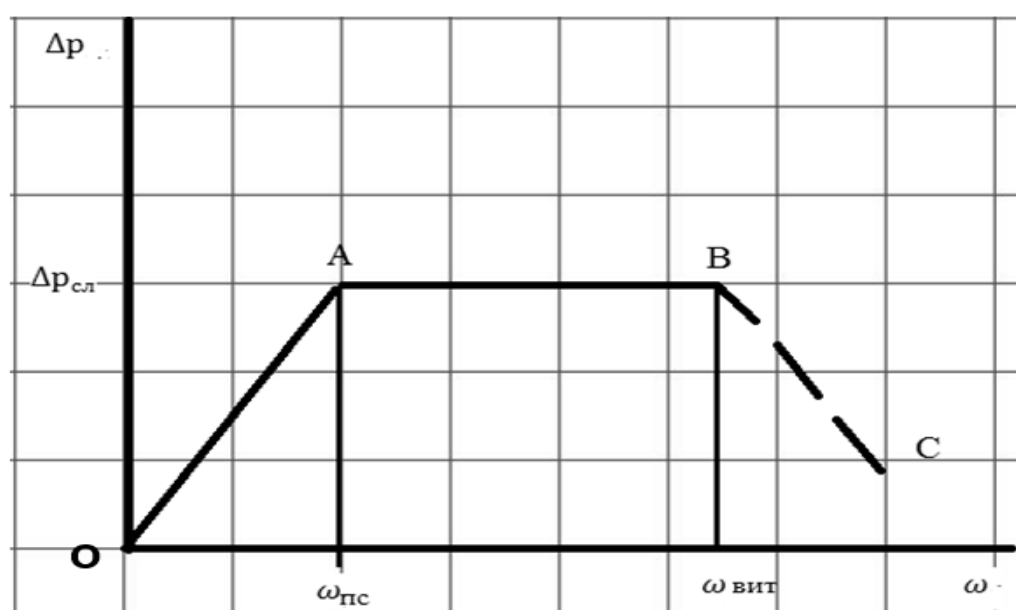


Рис. 2.1

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 псевдооживления. 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 (рис. 2.2).

Крутизна кривой на участке ОА (рис. 2.2) зависит от плотности упаковки плотного слоя. Если частицы в местах контакта имеют большие силы сцепления, то непосредственно перед началом псевдооживления гидравлическое сопротивление слоя превышает силу давления слоя на поддерживающую решетку (кривая 3). Это отражается на кривой псевдооживления наличием участка A_2BC . В точке В силы трения между частицами и агентом становятся настолько большими, что позволяют преодолеть силу сцепления между частицами.

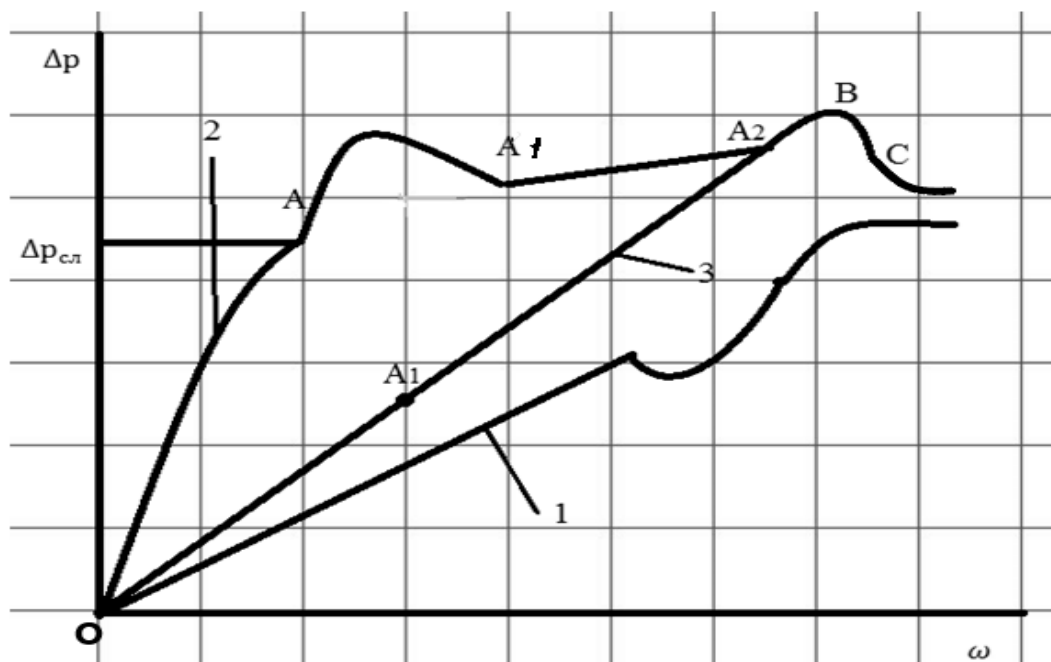


Рис. 2.2:

1 — наличие неоднородности (каналообразование);

2 — для слоя из неоднородных по размеру частиц; 3 — наличие сил сцепления

Слой скачкообразно расширяется и переходит в состояние псевдоожижения. В реальных условиях псевдоожижение может сопровождаться эффектами неоднородности (образованием компактных пузырей псевдоожижающего агента, формированием каналов свободного прохода агента – кривая 1).

Вследствие неоднородности псевдоожижения кривые псевдоожижения будут иметь вид, отличный от идеальной кривой (см. рис. 2.1). 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 псевдоожиженное состояние (участок AA_1A_2 на кривой 2).

В инженерной практике важно уметь определять диапазон существования псевдоожиженного слоя, ограниченного скоростью псевдоожижения и скоростью уноса (витания). Существует большое количество полуэмпирических и теоретических зависимостей для расчета скоростей. Наиболее широко используют зависимости, полученные О. М. Тодесом для случая монодисперсного слоя. Зависимости получены путем преобразования выражения (2.1) в результате подстановки в него $\Delta p_{\text{сл}}$, выраженного с использованием критериальных зависимостей процесса фильтрования неподвижного слоя в момент перехода слоя во взвешенное состояние. В этих зависимостях число Рейнольдса определяется как функция Архимеда

$$\text{Re}_{\text{пс}} = \frac{\text{Ar}}{1400 + 5,22\sqrt{\text{Ar}}}; \quad \text{Re}_{\text{вит(у)}} = \frac{\text{Ar}}{18 + 0,61\sqrt{\text{Ar}}}.$$

В технике псевдоожижения, кроме аппаратов с постоянным проходным сечением, используют аппараты с переменным сечением, а именно конические аппараты. В таких аппаратах скорость псевдоожижающего агента уменьшается при движении снизу-вверх, что позволяет получать устойчивый режим псевдоожижения для материалов с высокой полидисперсностью. Кроме того, конусные аппараты позволяют работать в режиме псевдоожижения без поддержива-

ющей решетки, что особенно важно для материалов, склонных к налипанию на решетки.

Формирование псевдооживления в конусном аппарате обеспечивает благоприятные условия для материалов с выделением большого количества паров и газов. При конусности более 20° в аппарате формируется фонтанирующий псевдооживленный 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 псевдооживления с активными струями. Для этого в псевдооживленный слой с помощью сопла вводится струя псевдооживляющего агента со скоростью, превышающей скорость основного агента.

3. ПЕРЕМЕШИВАНИЕ ЖИДКИХ СРЕД

Процесс перемешивания жидких сред в биотехнологиях может быть реализован как собственно автономный процесс, так и вспомогательная технологическая операция.

Как автономный процесс, перемешивание используется для приготовления смесей, в этом случае его называют *смешиванием или смешением*.

Как технологическая операция, перемешивание используется для интенсификации тепловых и массообменных процессов (растворение, кристаллизация, охлаждение, нагревание), биохимических реакций, культивирования, биокатализа. Перемешивание широко применяется в биотехнологиях для получения эмульсий, суспензий, интенсификации процесса абсорбции кислорода в процессах аэробного культивирования микроорганизмов.

Процесс перемешивания жидких сред осуществляется следующими способами:

- 1) механическим;
- 2) пневматическим;
- 3) циркуляционным;
- 4) поточным.

Важнейшее значение в биотехнологиях имеет механическое перемешивание.

Кроме того, в биотехнологических процессах нашло широкое применение *пневматическое перемешивание*, это связано со спецификой биотехнологий. Такой способ применяется в биотехнологических процессах, в которых поток перемешивающей газовой среды имеет своей целью не только введение энергии в реакционную среду на ее перемешивание, но и выполняет функцию потока, обеспечивающего подвод газообразного субстрата и отвод газообразных продуктов метаболизма. Пневматическое перемешивание осуществляется раз-

личными методами: либо пузырьковым, либо струйным вводом перемешивающего газообразного потока. Как правило, используется восходящий поток пузырьков и струй, однако струйный режим перемешивания может быть организован и при других направлениях газового потока (горизонтальном, вертикальном и направленном вниз).

Простейшие и широко используемые устройства для пневматического перемешивания в пузырьковом режиме называются *барботерами* (рис. 3.1, 3.2). Барботеры представляют собой отрезки труб или отдельные трубы, связанные в замкнутую систему (см. рис. 3.1). На поверхности труб выполнены отверстия для истечения аэрирующего газа в пузырьковом режиме. Барботер располагается в нижней части рабочего объема, аэрирующий агент вводится в барботер под давлением, обеспечивающим истечение агента с определенной скоростью и преодоление гидростатического давления жидкости в перемешиваемом объеме. Поднимающиеся пузырьки газа захватывают прилегающие слои жидкости (под действием сил вязкостного трения), поднимаются к поверхности зеркала жидкости, отделяются от жидкости и отводятся через сепарационное устройство (см. рис. 3.2). Объем жидкости, поднявшийся под действием пузырьков, опускается в обратном направлении к устью истечения аэрирующего газа. В результате из нисходящих и восходящих потоков жидкости формируется циркуляционный контур перемешивания (см. рис. 3.2).

Для интенсификации внутреннего циркуляционного перемешивания часто используются эрлифтные устройства со струйным вводом аэрирующего газа.

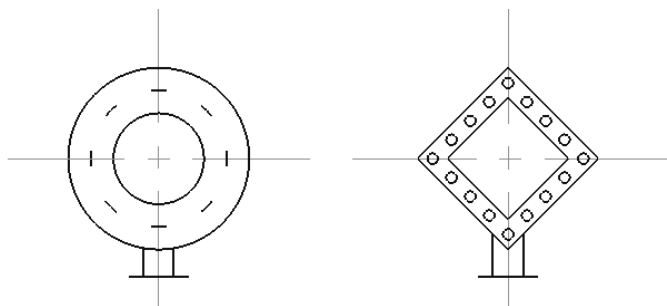


Рис. 3.1. Формы барботера

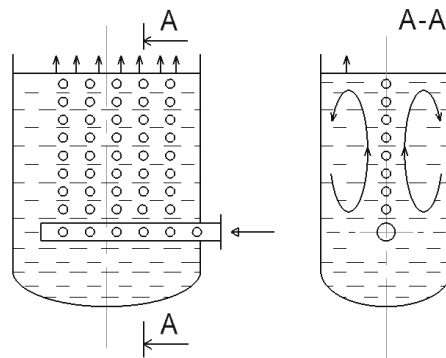


Рис. 3.2. Схема циркуляционных токов жидкости при барботировании

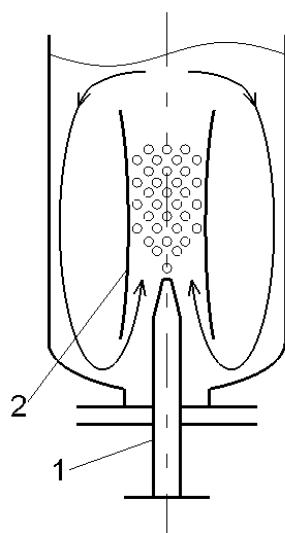


Рис. 3.3. Эрлифтное устройство:

1 – сопло; 2 – циркуляционная труба

Простейшие эрлифтные устройства (рис. 3.3) представляют собой циркуляционную трубу, размещенную вертикально в рабочем объеме, в которую со стороны ее нижнего раструба установлено сопло для струйной подачи аэрирующего газа. Под давлением истекающего газа формируется газожидкостная смесь, которая под действием перепада гидростатического давления и кинетической энергии струи поднимается внутри трубы. По месту истечения струи газа образуется зона пониженного давления, под действием которого осуществляется подсос жидкости через нижний раструб трубы. Газожидкостная смесь поднимается к поверхности жидкости, где происходит отделение газа. Освободившаяся от газа жидкость опускается к нижнему раструбу трубы, в результате чего достигается интенсификация внутреннего перемешивания.

Процесс перемешивания характеризуется двумя основными параметрами: эффективностью и интенсивностью перемешивания.

Эффективность перемешивания – показатель, который определяет качество выполнения технологических целей, достигаемых при перемешивании. К таким показателям относится однородность распределения компонентов в неоднородной жидкости (суспензии, эмульсии, газожидкостной смеси). В таком случае эффективность оценивается показателем, который называется *коэффициентом неоднородности или вариации*.

$$V = \frac{100}{\bar{C}} \sqrt{\frac{\sum_1^n (C_i - \bar{C})^2}{n-1}},$$

где $C_i, \bar{C}$ – концентрация компонента неоднородной среды в произвольно выбранном ее микрообъеме и средняя ее величина соответственно; n – число проб (микрообъемов), используемых при оценке эффективности.

Чем выше коэффициент неоднородности, тем ниже эффективность перемешивания.

Оценки эффективности могут быть и другими в зависимости от целей перемешивания. Например, если технологической целью является повышение эффективности теплообмена, то эффективность можно выразить через отношение коэффициентов теплопереноса при перемешивании и без перемешивания.

Интенсивность перемешивания оценивается скоростью протекания соответствующей технологической операции и может быть определена продолжительностью операции или количеством энергии, которая затрачивается на перемешивание единицы объема среды в единицу времени.

Интенсивность процесса пневматического перемешивания оценивается количеством (объемом) газа, подаваемого на перемешивание, в расчете на единицу поверхности зеркала жидкости в единицу времени. Интенсивность численно равна скорости потока газа в расчете на площадь поверхности зеркала жидкости:

$$I = \frac{V}{F_3},$$

где V – расход, м³/мин; F_3 – площадь зеркала жидкости в перемешиваемом объеме; $I \approx 0,4$ м/мин – слабое перемешивание; $I \approx 0,8$ м/мин – средняя интенсивность перемешивания; $I \approx 1,2$ м/мин – интенсивное перемешивание.

Циркуляционное перемешивание осуществляется за счет многократного протока жидкости через замкнутый циркуляционный контур, в который включен перемешиваемый объем (рис. 3.4).

Перемешивание за счет многократной прокачки жидкости через емкость используется для предотвращения расслаивания эмульсий, суспензий в хранилищах в емкостях накопления, расходования в том случае, если процесс расслаивания не слишком интенсивен.

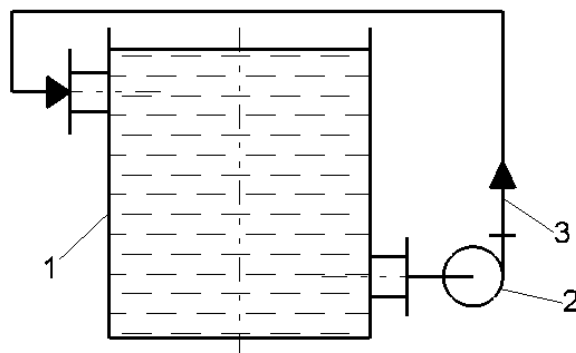


Рис. 3.4. Схема циркуляционного перемешивания:

1 – емкость; 2 – циркуляционный насос; 3 – циркуляционная труба

Интенсивность циркуляционного перемешивания определяется кратностью циркуляции жидкости, которая определяется следующим образом:

$$I = \frac{V}{v_p},$$

где V – расход жидкости в циркуляционном контуре, м³/ч; v_p – объем перемешиваемой рабочей среды.

Поточное перемешивание используется для перемешивания жидкости в непрерывно работающих аппаратах и обеспечивается за счет турбулизации технологического потока, компоненты которого могут подаваться либо параллельными, либо перекрестными потоками (рис. 3.5).

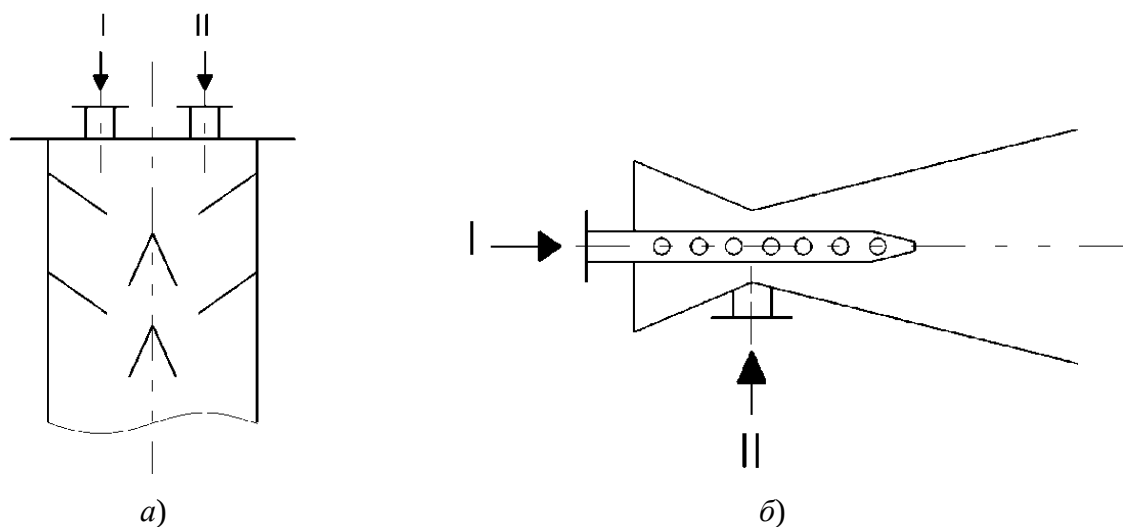


Рис. 3.5. Варианты поточного перемешивания при параллельной (а) и перекрестной (б) подаче компонентов технологического потока

Интенсивность процесса поточного перемешивания можно оценить количеством энергии, затрачиваемой на перемешивание.

$$N = \Delta P V_{\text{ск}},$$

где ΔP – дополнительный перепад давления, необходимый для преодоления потерь напора с установленной турбулизирующей насадкой; $V_{\text{ск}}$ – объемная скорость потока после установки насадки.

Кроме однородности распределения компонентов в технологическом потоке, для оценки перемешивания суспензий, эмульсий может быть использован не только коэффициент вариации, но и размер частиц эмульсий и пузырьков газа газожидкостных смесей, образуемых при перемешивании.

Механическое перемешивание осуществляется с помощью мешалок, которые насажены на вращающемся валу и установлены в объеме перемешиваемой жидкости. В зависимости от физико-механических свойств жидкости (вязкости, концентрации, плотности, размера частиц дисперсной фазы) и технологического назначения мешалки могут иметь различную форму лопастей и различное размещение в объеме перемешиваемой среды.

Конструкции мешалок могут быть разделены условно на два вида:

- 1) быстроходные;
- 2) тихоходные.

Быстроходные мешалки используются для перемешивания сред с низкой вязкостью. Они имеют небольшой диаметр по отношению к диаметру аппарата:

$$\frac{D_A}{d_M} = 2 \dots 8.$$

Быстроходные мешалки применяются в целях интенсификации массообменных процессов в культуральных средах с небольшой вязкостью. Например, для повышения газонасыщения и интенсификации газообменных процессов в микроорганизмах. Это происходит как за счет повышения удельной поверхности межфазного контакта газ–жидкость при диспергировании пузырьков газа, так и за счет интенсификации диффузионного переноса субстрата и метаболитов при снижении диффузионного сопротивления во взаимодействующих газовых и жидкостных фазах.

К быстроходным мешалкам относятся:

- 1) лопастные мешалки;
- 2) винтовые мешалки;
- 3) пропеллерные мешалки;
- 4) турбинные мешалки.

Мешалки представляют собой лопасти различной формы и с различным их расположением на ступице, к которой они жестко прикреплены (рис. 3.6). Ступица в свою очередь крепится к валу мешалки.

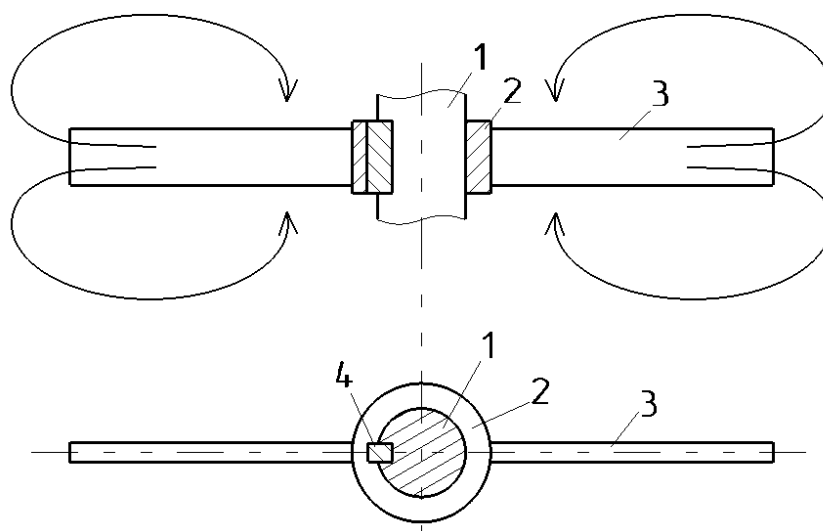


Рис. 3.6. Конструкция лопастной мешалки:

1 – вал; 2 – ступица; 3 – лопасти; 4 – шпонка

Винтовая мешалка является модификацией лопастной и отличается от последней формой лопастей (рис. 3.7). У лопастной мешалки лопасти плоские, и плоскость их параллельна оси вала.

У винтовых мешалок наклон поверхности к валу изменяется от 60° (у ступицы) до $10...15^\circ$ (на периферии лопасти). Такая форма и расположение лопастей обеспечивает более однородное распределение энергии перемешивания в рабочем объеме.

Турбинные мешалки бывают:

- открытого типа;
- закрытого типа.

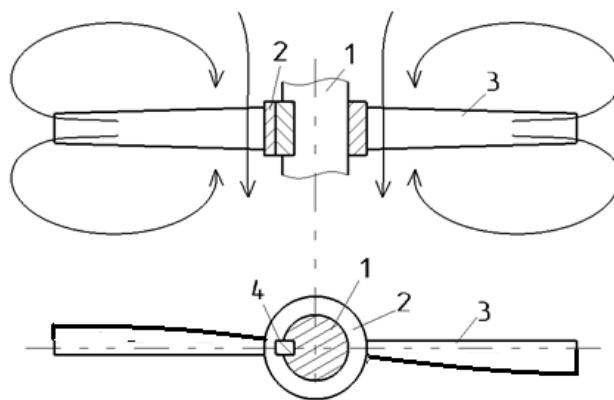


Рис. 3.7. Винтовая мешалка:

1 – вал; 2 – ступица; 3 – лопасти; 4 – шпонка

Открытые мешалки представляют собой диск, закрепленный на ступице (рис. 3.8, а), по периферии диска установлены радиальные лопасти.

Мешалка закрытого типа обеспечивает более высокую интенсивность циркуляционных токов жидкости. Это обеспечивается за счет высокого всасывающего эффекта в приосевой зоне турбины за счет формирования канала циркуляции между нижней и верхней крышками (рис. 3.8, б).

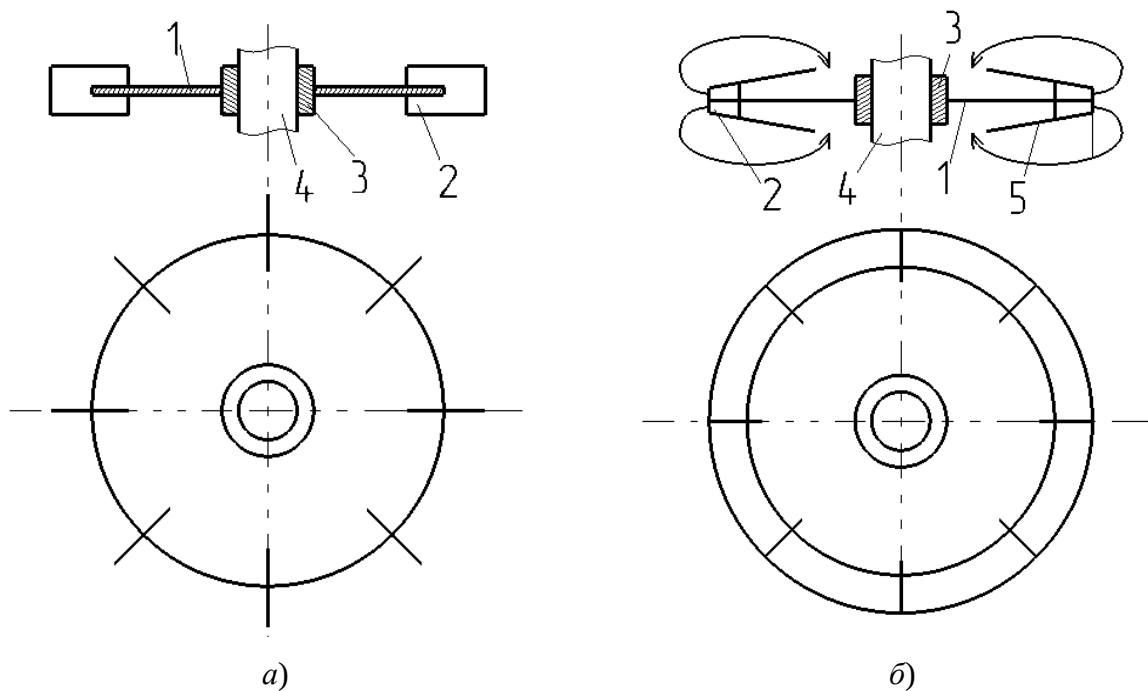


Рис. 3.8. Турбинные мешалки открытого (а) и закрытого (б) типа:

1 – диск; 2 – радиальные лопасти; 3 – ступица; 4 – вал; 5 – крышка конусная

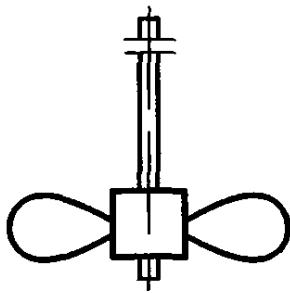


Рис. 3.9. Пропеллерная мешалка

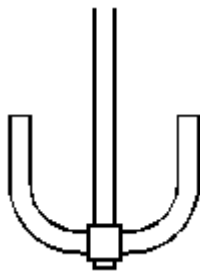


Рис. 3.10. Якорная мешалка

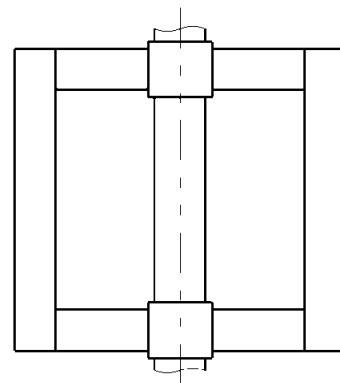


Рис. 3.11. Рамная мешалка

Пропеллерная мешалка представляет собой модификацию винтовой мешалки, в которой лопасти имеют специфическую винтовую овальную форму, предназначенную для интенсивного локального ввода энергии с высокой циркуляцией маловязкой жидкости (рис. 3.9).

Тихоходные мешалки предназначены для перемешивания высоковязких жидкостей, пастообразных и сыпучих материалов. К тихоходным мешалкам относятся: 1) якорная; 2) рамная; 3) шнековая; 4) ленточная.

Лопастей якорной мешалки (рис. 3.10) имеют форму, соответствующую форме внутреннего объема емкости. Рамная мешалка представляет собой совокупность связанных друг с другом радиальных и продольных лопастей (рис. 3.11).

Если диаметр быстроходных мешалок относительно небольшой по сравнению с диаметром аппарата D_A : ($d_m \leq 0,5D_A$), то для тихоходных мешалок, напротив, диаметр близок к диаметру аппарата ($0,5D_A \leq d_m \leq 0,95...0,98D_A$).

Высота расположения быстроходных мешалок от дна – от $0,4D_A$ и более, а для тихоходных мешалок высота расположения значительно меньше и составляет примерно $0,05D_A$.

Описание динамики процесса перемешивания

Интенсивность перемешивания мешалками задается в зависимости от технологически необходимой эффективности перемешивания с использованием опытных данных. В связи с этим основной инженерной задачей при технологическом расчете мешалки является подбор типа, размера и скорости вращения

мешалки, которые необходимы для обеспечения заданной интенсивности перемешивания (энергии привода мешалки, затрачиваемой на формирование регламентной гидродинамической обстановки в рабочем объеме среды). Также необходимо подобрать привод для мешалки после вычисления мощности, затрачиваемой на перемешивание. При этом важно обратить внимание на то, что при функционировании мешалок различного типа в аппаратах формируются направленные определенным образом токи жидкости. Примером такого рода токов могут служить токи, показанные на схеме с турбинной мешалкой закрытого типа (см. рис. 3.8, б). В связи с этим движение жидкости в аппарате с мешалкой можно формально представить как движение жидкости в канале сложной геометрической формы.

Исследования показывают, что влиянием сил тяжести на динамику течения жидкости в аппарате с мешалками можно пренебречь.

Поскольку число лопастей у мешалок ограничено, то течение жидкости под воздействием мешалок следует считать нестационарным. Таким образом, в отсутствии влияния сил тяжести динамику течения жидкости можно охарактеризовать зависимостью

$$Eu = f(Re, Ho),$$

где Re – характеризует гидродинамический режим течения в циркуляционном контуре; Ho – критерий гомохромности, характеризует особенности нестационарного процесса течения и определяется как

$$Ho = \frac{wt}{l},$$

где w – характерная скорость; t – период процесса; l – характерный размер циркуляционного контура.

При описании процесса течения жидкости в каналах за характерную скорость принимают среднюю скорость потока в поперечном сечении циркуляционного канала – w_{cp} .

В качестве характерного линейного размера принимают определяющий размер канала. В случае течения жидкости под действием мешалки в качестве характерного линейного размера принимают диаметр мешалки – d . В качестве

характерного периода процесса принимают период пульсаций скорости в перемешиваемом объеме, который обратно пропорционален скорости вращения мешалки – $1/n$, об/с.

В результате получают число гомохромности в следующем виде:

$$Ho = \frac{w_{cp}}{nd}.$$

В таком случае числа подобия Рейнольдса и Эйлера могут быть записаны в следующем виде:

$$Re = \frac{w_{cp} d \rho}{\mu}, \quad Eu = \frac{\Delta p}{\rho w_{cp}^2},$$

где Δp – перепад давления, обеспечивающий необходимую интенсивность циркуляционного потока перемешивания.

Величину перепада давления Δp можно определить, воспользовавшись понятием объемной (насосной) производительности мешалки при формировании ею циркуляционного контура. Затраты мощности на циркуляцию в контуре можно выразить как

$$N = V \Delta p,$$

где V – объемная (насосная) производительность мешалки в секунду, м³/с.

Тогда напор, создаваемый мешалкой в циркуляционном контуре, будет определяться как

$$\Delta p = \frac{N}{V}. \quad (3.1)$$

Объемную расходную характеристику мешалки определяют как расход жидкости, выбрасываемой в рабочий объем из каналов между лопастями мешалки. Если диаметр лопастей мешалки равен d , а их ширина составляет h , то объемная расходная производительность мешалки будет равна

$$V = v_r \pi d h, \quad (3.2)$$

где v_r – осредненное значение скорости жидкости в радиальном направлении, осредненное по времени и по площади сечения выброса.

Радиальную осредненную скорость потока v_r определяют с использованием методов теории подобия, как функцию чисел подобия Re и Ho, а именно:

$$\frac{v_r}{w_{cp}} = f_1(\text{Re}, \text{Ho}). \quad (3.3)$$

В последнем выражении, как и в предыдущих, в числа подобия входит скорость жидкости w_{cp} , которая в задачах гидродинамики жидкости в каналах задается в условиях однозначности. В рассматриваемом случае задать w_{cp} не представляется возможным, в связи с этим w_{cp} необходимо исключить из чисел подобия. В соответствии с теорией подобия, такую задачу можно решить путем процедуры перегруппировки чисел подобия. В рассматриваемом случае эту операцию выполняют путем умножения всех чисел подобия, содержащих w_{cp} , на число гомохромности $\text{Ho} = \frac{w_{cp}}{nd}$, используя его в степенях, позволяющих исключить w_{cp} из сомножителей.

В результате выполнения этой операции получают:

- для числа Рейнольдса

$$\frac{w_{cp} d \rho}{\mu} \left(\frac{w_{cp}}{nd} \right)^{-1} = \frac{\rho n d^2}{\mu}; \quad (3.4)$$

- для числа Эйлера

$$\frac{\Delta p}{\rho w_{cp}^2} \left(\frac{w_{cp}}{nd} \right)^2 = \frac{\Delta p}{\rho n^2 d^2}; \quad (3.5)$$

- для левой части выражения (3.3) получают

$$\frac{v_r}{w_{cp}} \frac{w_{cp}}{nd} = \frac{v_r}{nd}; \quad (3.6)$$

- для правой части выражения (3.3) записывают

$$f_1(\text{Re}, \text{Ho}) \left(\frac{w_{cp}}{nd} \right)^{-1} = f_2 \left(\frac{\rho n d^2}{\mu} \right). \quad (3.7)$$

Выразив ширину лопастей h через диаметр мешалки d с учетом выражений (3.6) и (3.7), получим для насосной производительности (3.2) следующее соотношение:

$$V = \Gamma h f_2 \left(\frac{\rho n d^2}{\mu} \right) n d^3, \quad (3.8)$$

где симплекс $\Gamma h = \frac{h}{d}$.

После подстановки выражения (3.8) в выражение (3.1) получают

$$\Delta p = \frac{N}{n d^3} \frac{1}{\Gamma h f_2 \left(\frac{\rho n d^2}{\mu} \right)}. \quad (3.9)$$

После преобразования выражения (3.5) с помощью выражения (3.9) с учетом выражений (3.4), (3.5) и (3.7) получают общую критериальную зависимость, характеризующую гидродинамику циркуляционных потоков жидкости в аппарате с механической мешалкой:

$$\frac{N}{\rho n^3 d^5} = F \left(\frac{\rho n d^2}{\mu} \right).$$

Комплекс в левой части полученного выражения в инженерных расчетах перемешивания называют модифицированным критерием Эйлера:

$$Eu_m = \frac{N}{\rho n^3 d^5} = K_N. \quad (3.10)$$

Однако, чаще всего, в методиках расчета перемешивающих устройств Eu_m называют критерием мощности и обозначают как K_N .

Комплекс $\frac{\rho n d^2}{\mu}$ – называют модифицированным числом Рейнольдса.

$$Re_m = \frac{\rho n d^2}{\mu} = Re_{\text{ц}},$$

Традиционно полученное число называют числом Рейнольдса центробежным ($Re_{\text{ц}}$). Физический смысл этого числа определяется выражением (3.4), согласно которому $Re_{\text{ц}}$ характеризует отношение силы инерции к силам вязкости с учетом нестационарности процесса.

С учетом введенных обозначений соотношение (3.10) записывают в следующем виде:

$$K_N = F(Re_{\text{ц}}). \quad (3.11)$$

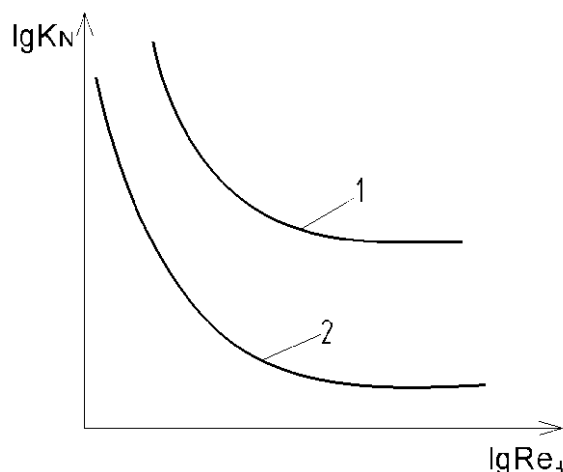


Рис. 3.12. Графические зависимости $\lg(K_N) = f(\lg(\text{Re}_ц))$:

1 – турбинная мешалка (открытого типа); 2 – пропеллерная мешалка

В результате многих исследований гидродинамики перемешивания жидкости в аппаратах с мешалками установлено, что закономерности гидродинамики, описываемые выражением (3.11), находятся в соответствии с закономерностями течения жидкости в каналах. В инженерной практике при расчете мешалок, кроме расчетных зависимостей, используются графические зависимости K_N от $\text{Re}_ц$ ($K_N = F(\text{Re}_ц)$), которые получены по экспериментальным данным в процессах перемешивания различных сред для мешалок различного типа. Графики соответствующих зависимостей представлены, как правило, в координатах: $\lg(K_N) = f(\lg(\text{Re}_ц))$, например, график зависимостей на рис. 3.12, качественно отражающих корреляцию названных чисел подобия.

Технологический расчет механических перемешивающих устройств

Графические зависимости типа $K_N = F(\text{Re}_ц)$ позволяют провести технологический расчет перемешивающих устройств методом последовательных приближений: подобрать тип мешалки, ее геометрические параметры и скорость вращения, определить параметры привода – мощность электродвигателя, типы и характеристики редуктора. *Редуктор* – механизм, обеспечивающий уменьшение скорости вращения рабочего органа по отношению к скорости вращения двигателя.

Чрезвычайно важным этапом при технологическом расчете является выбор типа мешалки. Это объясняется тем, что эффективность и интенсивность

перемешивания существенно определяются формой перемешивающих органов мешалки и скоростью ее вращения. Мешалка является непосредственным элементом конструкции устройства, обеспечивающим превращение упорядоченной энергии привода в распределенную в объеме жидкости кинетическую энергию ее микро- и макрообъемов. При этом рассеивание энергии происходит как в энергию циркуляционного тока, так и в энергию турбулентных пульсаций – вихревых токов. В результате мешалки осуществляют диссипацию механической энергии вращения в рабочем объеме жидкости (аппарата). *Диссипация* – это рассеяние механической энергии путем ее превращения в кинетическую энергию токов в жидкости при дальнейшем ее превращении в теплоту.

По рабочему объему аппарата с учетом опытных данных по рекомендуемой интенсивности перемешивания – j , Вт/м³, определяется мощность, которую должна потреблять мешалка и эффективно ее трансформировать в механическую энергию токов перемешивания:

$$N_p = jV_p,$$

где V_p – рабочий объем аппарата; N_p – регламентное значение мощности.

Исходными данными для расчета являются: объем аппарата и его геометрия (высота, диаметр); свойства жидкой среды (плотность, вязкость); концентрация твердой фазы, ее плотность и размер частиц, а также перечень специфических технологических требований к перемешиванию, например по однородности распределения твердой фазы (по величине коэффициента вариации), по требуемой интенсивности теплообмена и другим параметрам. С учетом имеющихся опытных данных, свойств жидкости и твердой фазы, технологических требований выбирают тип мешалки. Мешалка должна обеспечивать необходимую эффективность перемешивания с учетом всего объема аппарата в отсутствии застойных зон. Для типа мешалки, выбранного на основе рекомендаций по размещению над днищем аппарата, по соотношению диаметров мешалки и аппарата, вычерчивают эскиз аппарата с мешалкой. С учетом рекомендаций по величине окружной скорости для данного типа мешалки определяют скорость вращения мешалки (n , мин⁻¹):

$$n = \frac{60w_{\text{окр}}}{\pi d_{\text{м}}},$$

где $w_{\text{окр}}$ – рекомендуемое значение окружной скорости мешалки.

На основе информации о свойствах жидкости и принятых параметрах мешалки вычисляют число $Re_{\text{ц}}$, характеризующее гидродинамический режим в аппарате:

$$Re_{\text{ц}} = \frac{\rho n d^2}{\mu}.$$

Далее, используя зависимость $K_N = f(Re_{\text{ц}})$ для выбранного типа мешалки (например, в виде графика на рис. 3.13), определяют соответствующие значения критерия мощности K_N .

С учетом полученного значения K_N вычисляют мощность, затрачиваемую на перемешивание:

$$N = K_N \rho n^3 d_{\text{м}}^5.$$

Сравнивают полученное значение N с регламентным значением мощности, необходимой для организации процесса. При наличии недопустимо больших различий указанных значений мощности проводят уточнение параметров перемешивающего устройства (по диаметру, окружной скорости).

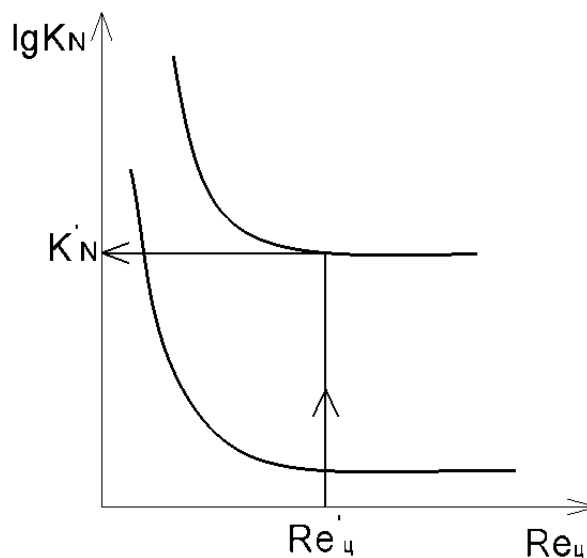


Рис. 3.13. Схема определения критерия мощности графическим методом для выбранного типа мешалки

После уточнения параметров мешалки вновь вычисляют значение $Re_{ц}$, уточняют соответствующее значение K_N и сравнивают расчетное значение мощности N с его регламентным значением N_p . При необходимости этапы повторяются до достижения соответствия N и N_p . На завершающем этапе расчета осуществляют подбор привода мешалки:

$$N_{дв} = \frac{N + N_{тр}}{\eta},$$

где N – уточненное значение мощности, затрачиваемое на перемешивание; $N_{тр}$ – затраты мощности на преодоление трения в уплотнениях вала и подшипниковых узлах; η – коэффициент полезного действия привода мешалки.

4. ТЕПЛООБМЕННЫЕ 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 путем отвода от них тепла (охлаждения).

Испарение – перевод жидкости в парообразное состояние путем подвода к ней тепла. Частным случаем испарения является процесс упаривания (выпаривания). Его целью является повышение концентрации растворов, эмульсий путем 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 (хладагент).

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

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

Основными характеристиками тепловых процессов являются количество передаваемого тепла, движущая сила процесса, коэффициент теплопереноса (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 (поверхности элемента теплопередачи) в течение времени dt .

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

$$Q = K \Delta t_{\text{ср}} F.$$

Откуда поверхность теплопередачи теплообменника определяется как

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

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

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

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

Определение значения K теплопередачи является наиболее сложным этапом при расчете процессов теплопередачи 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, коэффициента скорости, теплового сопротивления) как научной дисциплины.

Основные физические механизмы переноса тепла осуществляются различными способами, но имеют место 3 основных механизма: теплопроводность, конвекция, тепловое излучение (терморadiация).

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 твердых телах (разделительных перегородках) и в тонких (пограничных) слоях жидкости и газа.

Конвекционным теплообменом называют процесс переноса тепла вследствие перемещения макрообъемов 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 установившимся. На практике температурное поле может быть одно-, двух- или трехмерным.

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 dt и площади поверхности, перпендикулярной направлению теплового потока и коэффициенту 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 передается 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...0,10;
- для жидкостей: 0,1...1,0;
- для твердых веществ: 0,02 (для теплоизоляторов) – 500 (для теплопроводящих материалов).

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

Выделим в теле, проводящем тепло, элементарный параллелепипед с ребрами 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 объем, 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:

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

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

Таким образом, с учетом двух последних выражений получается

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

По аналогии для составляющих потоков тепла по y и z получим

$$dQ_y = \lambda \frac{\partial^2 t}{\partial y^2} dx dydzd\tau, \quad dQ_z = \lambda \frac{\partial^2 t}{\partial z^2} dx dydzd\tau.$$

Поскольку общий тепловой баланс в элементарном кубе определяется выражением

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

то можно записать

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

С другой стороны, на основе закона сохранения энергии сумма разности потоков тепла dQ приводит к изменению энтальпии (теплосодержания) элемен-

тарного куба, происходящей 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 теплоемкость, ρ – плотность. Произведение $c\rho$ определяет объемную теплоемкость, а коэффициент температуропроводности принято обозначать $a = \lambda/c\rho$.

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, а также 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_{ct1} , t_{ct2} , причем $t_{ct1} > t_{ct2}$.

Для вывода уравнения теплопроводности 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 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_{ct1} до t_{ct2} . Величина температурного градиента при этом может быть определена как

$$\frac{\partial t}{\partial x} = \frac{(t_{ct1} - t_{ct2})}{\delta}.$$

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

$$dQ = \lambda \frac{(t_{ct1} - t_{ct2})}{\delta} dF d\tau.$$

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 ее отдельных слоев, т.е.

$$\frac{\delta_{общ}}{\lambda_{общ}} = \sum_1^n \frac{\delta_i}{\lambda_i}; \quad \frac{dQ}{dF d\tau} = \sum \frac{\lambda_i}{\delta_i} \Delta t_{общ}.$$

Теплопроводность многослойной стенки: теплопередающие поверхности теплообменной аппаратуры часто являются многослойными, например, биметаллические или покрытые эмалью (эмалированные емкости). И даже в случаях, когда стенка выполнена из одного материала, часто возникает необходимость рассмотрения ее 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 слоев. Уравнение стационарной теплопроводности для такой стенки можно получить на основе полученного ранее уравнения

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

в следующем виде:

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

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 среды равно сумме тепловых сопротивлений отдельных элементов среды, через которые осуществляется перенос тепла.

Величина, обратная тепловому сопротивлению, называется тепловой проводимостью:

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

Конвективным теплообменом называют процесс распространения тепла в жидкости или газе при их непосредственном контакте с нагретой или холодной поверхностью твердого 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 твердого тела, на которой образуется пограничный слой жидкости или газа. В пограничном слое микроэлементы жидкости относительно неподвижны и перенос осуществляется на молекулярном уровне по механизму теплопроводности. В объеме жидкости за пределами пограничного слоя имеет место взаимное перемещение микро- и макрообъемов, которые и обеспечивают перенос тепла по механизму конвекции к ядру потока. Очевидно, что гидродинамическая обстановка в объеме жидкости существенно влияет на величину (толщину) пограничного слоя и интенсивность турбулентных пульсаций за его пределами. В связи с этим можно утверждать, что теплоотдача будет проходить более интенсивно в турбулентном режиме по сравнению с ламинарным течением жидкости.

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

Вынужденные движения жидкости осуществляются под действием перепадов давления, создаваемого каким-либо устройством (насос, вентилятор). Интенсивность вынужденного потока описана в разделе «Гидродинамические процессы».

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

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

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

При расчете 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, ее физические параметры и их зависимость от температуры, форма и размер теплообменной поверхности и др. При определении α важно корректно определить и подобрать расчетную зависимость для соответствующего условия теплоотдачи. Расчетные зависимости, позволяющие определить интенсивность конвективного теплообмена, получают на основе дифференциального уравнения конвективного переноса тепла.

5. ДИФФЕРЕНЦИАЛЬНЫЕ УРАВНЕНИЯ КОНВЕКТИВНОГО ТЕПЛОПЕРЕНОСА

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

$$\frac{\partial t}{\partial \tau} = a \nabla^2 t = a \left(\frac{\partial^2 t}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial z^2} \right). \quad (5.1)$$

Левая часть уравнения определяет локальное изменение температуры его неподвижного элемента вследствие теплопроводности. При конвективном теплообмене элемент перемещается в пространстве, имея компоненты ω_x , ω_y , ω_z . Для учета 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 трех слагаемых правой части – конвекционное изменение температуры.

Если в дифференциальном уравнении теплопроводности (5.1) заменить локальное изменение температуры полным, то в результате получают дифференциальное уравнение конвективного переноса тепла Фурье–Кирхгофа:

$$\frac{\partial t}{\partial \tau} + \omega_x \frac{\partial t}{\partial x} + \omega_y \frac{\partial t}{\partial y} + \omega_z \frac{\partial t}{\partial z} = a \left(\frac{\partial^2 t}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial z^2} \right). \quad (5.2)$$

Это уравнение описывает перенос тепла одновременно теплопроводностью и конвекцией. При использовании этого уравнения на практике оно должно быть дополнено уравнениями, характеризующими условия на границе раз-

дела твердого тела с жидкостью (ГУ) и начальное распределение температур (НУ). Поскольку на границе раздела всегда существует пограничный слой, через который тепло передается теплопроводностью, то величину соответствующего потока тепла можно определить с использованием закона теплопроводности Фурье:

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

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

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

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

$$-\lambda \frac{\partial t}{\partial x} = \alpha(t_{\text{ст}} - t_{\text{ж}}). \quad (5.3)$$

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 твердой 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 (5.2) 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 (5.3) путем деления обеих его частей на левую часть и после вычеркивания символов дифференцирования, замены ориентиро-

ванного 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 l/λ к сопротивлению теплоотдачи $1/\alpha$. Из дифференциального уравнения конвективного теплопереноса после вычеркивания символов дифференцирования и замены ориентированного направления x на размер l и путем 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.

Путем 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. Указанное сочетание устанавливается путем умножения и деления числа подобия Пекле на кинематическую вязкость ν :

$$Pe = \frac{wl}{a} = \frac{wl}{\nu} \frac{\nu}{a} = Re \, Pr.$$

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

$$\text{Pr} = \frac{\nu}{a} = \frac{\mu}{a\rho}.$$

Если теплоотдача происходит в условиях естественной конвекции, вызванной разностью плотностей элементов среды, гидродинамический режим характеризуется числом Архимеда:

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

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:

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

где β – коэффициент объемного 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:

$$\text{Nu} = f(\text{Re}, \text{Gr}, \text{Pr}, \text{Fo}).$$

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 число Фурье и уравнение записывается в виде

$$\text{Nu} = f(\text{Re}, \text{Gr}, \text{Pr}).$$

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

$$\text{Nu} = f(\text{Re}, \text{Pr}).$$

Напротив, в условиях естественной конвекции можно исключить число Рейнольдса:

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

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 объекта с определенной геометрией и 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 практически значимых случаев теплоотдачи.

Теплоотдача при изменении агрегатного состояния. В процессах теплообмена между средами 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 с распространением тепла 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 счет 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 $\frac{\lambda}{\rho} = ca$, полученное выражение можно переписать в следующем виде: $\frac{\partial t}{\partial n} = \frac{rw}{ca}$.

Воспользуемся полученным соотношением для получения критериев подобия путем вычеркивания 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 путем 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 $\frac{r}{c\Delta t}$, является числом теплового подобия при изменении агрегатного состояния.

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

При этом полагают, что Δt является разностью температур между температурой фазового превращения и температурой 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, в расчете на теплоту перегрева.

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 пленочной конденсации, предложенной Нуссельтом. Такая схема предполагает образование на поверхности фазового перехода сплошной пленки в противоположность со схемой капельной конденсации, когда при фазовом переходе формируются на поверхности фазового перехода отдельные капли. Пленка жидкости образует основное сопротивление процессу перехода тепла от пара к охлаждающей поверхности. В процессах конденсации эта пленка стекает с охлаждающих поверхностей и в связи с этим ее толщина неоднородна по поверхности. С учетом того, что процесс теплообмена протекает под влиянием гравитационных сил, уравнение подобия для случая пленочной конденсации записывается в следующем общем виде:

$$Nu = f(Pr, K, Ga),$$

где Ga – число подобия Галилея, которое отражает соотношение сил гравитации и вязкости:

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

В зависимости от гидромеханической обстановки в стекающей пленке 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 пленки конденсата, т.е. когда пар срывает пленку. Напротив, коэффициент теплоотдачи уменьшается с увеличением скорости пара, если пар препятствует стеканию пленки, т.е. удерживает ее 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 пленка инертного газа с малой теплопроводностью, которая становится причиной дополнительного теплового сопротивления.

6. 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, причем в зависимости от вида поверхности, материала, шероховатости механизм парообразования может быть различным. Принято различать два режима кипения: пузырьковый и пленочный.

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 пленку 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 оставшая часть остается быть центром парообразования для нового пузырька. При большом числе центров парообразования (при высокой температуре поверхности нагрева) она может вся покрываться сплошной паровой пленкой. Сплошная паровая пленка 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 плохо смачивающихся. Измерение температуры в жидкости вблизи греющей поверхности при кипении показывает, что жидкость имеет температуру, равную температуре поверхности. На расстоянии 2...3 мм температура уменьшается и становится равной температуре парообразования 0,3...0,5 °С. Такая температура сохраняется во всем объеме 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 объем значительно увеличивается. Это свидетельствует о том, что от несколько перегретой жидкости пузырьки получают дополнительное тепло и пар. Число центров парообразования и частота их отрыва, а значит, и интенсивность теплоотдачи зависят от разности температур Δt между поверхностью нагрева и кипящей жидкостью.

Зависимость между коэффициентом теплоотдачи и перепадами температур Δt можно представить в виде графика (рис. 6.1).

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

В области пузырькового кипения жидкости наблюдается увеличение коэффициента теплоотдачи и теплового потока с увеличением движущей силы процесса. Это увеличение связано с интенсификацией естественной конвекции и увеличением числа центров парообразования (пузырьков пара). При достижении критической разности температур (для воды при 25 °С при атмосферном давлении) происходит резкое снижение коэффициента теплоотдачи, сопровождающееся снижением величины теплового потока. Это объясняется переходом от пузырькового к пленочному режиму кипения.

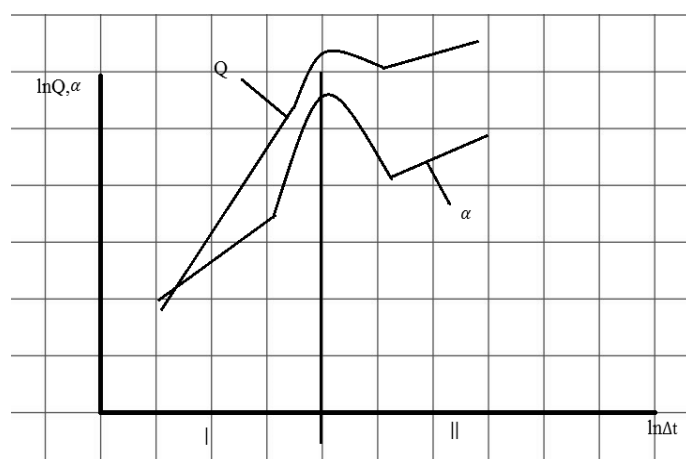


Рис. 6.1

Критическая разность температур соответствует пику Q и α (см. рис. 6.1) и зависит 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 расчетных 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 расчетной практике используют эмпирические зависимости для жидкостей различного вида, которые имеют следующую форму:

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

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 при совмещении двух и более механизмов, то теплообмен называют сложным.

В случае сложного теплообмена, проходящего одновременно с 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^* – приведенный коэффициент теплоотдачи (одновременно за счет теплоотдачи и излучения).

Процессы теплопередачи

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:

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

где K – осредненное значение коэффициента теплопередачи по поверхности теплопередачи, который равен количеству тепла, которое передается в единицу времени через единицу поверхности, разделяющей теплоносители при разности температур между ними в $1\text{ }^{\circ}\text{C}$.

В случае теплопередачи, коэффициент скорости процесса K комплексно учитывает переносы тепла от одного теплоносителя к стенке за счет теплоотдачи, перенос тепла через стенку за счет теплопроводности и перенос тепла от стенки ко второму теплоносителю за счет теплоотдачи.

Для расчета коэффициента теплопередачи проанализируем передачу тепла и ее закономерности при теплообмене между двумя теплоносителями через разделительную перегородку (рис. 6.2).

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 $t_{\text{ст}1}$ и $t_{\text{ст}2}$, 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:

$$Q = \alpha_1(t_1 - t_{\text{ст}1})F; \quad Q = \lambda/\delta(t_{\text{ст}1} - t_{\text{ст}2})F; \quad Q = \alpha_2(t_{\text{ст}2} - t_2)F.$$

Из этих соотношений можно получить:

$$t_1 - t_{\text{ст}1} = \frac{1}{\alpha_1} \frac{Q}{F}; \quad t_{\text{ст}1} - t_{\text{ст}2} = \frac{\delta}{\lambda} \frac{Q}{F}; \quad t_{\text{ст}2} - t_2 = \frac{1}{\alpha_2} \frac{Q}{F}.$$

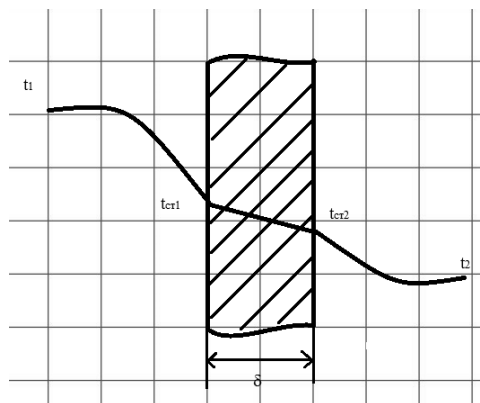


Рис. 6.2

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 теплопередачи 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 сопротивлением 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 сопряженных процессов теплопереноса.

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

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

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

7. ДВИЖУЩАЯ СИЛА ТЕПЛОВЫХ ПРОЦЕССОВ

Движущая сила теплопередачи – разность температур сред в процессе переноса тепла от более нагретой среды к менее нагретой среде.

При теплопередаче разность температур изменяется по поверхности теплопередачи (вдоль). В связи с этим при тепловых расчетах 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. 7.1). Тепловой поток на этом участке будет определяться основным уравнением теплопередачи:

$$dQ = K(t_1 - t_2) dF, \quad (7.1)$$

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

$$dt_1 = -\frac{dQ}{G_1 c_1}; \quad (7.2)$$

$$dt_2 = \frac{dQ}{G_2 c_2}, \quad (7.3)$$

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

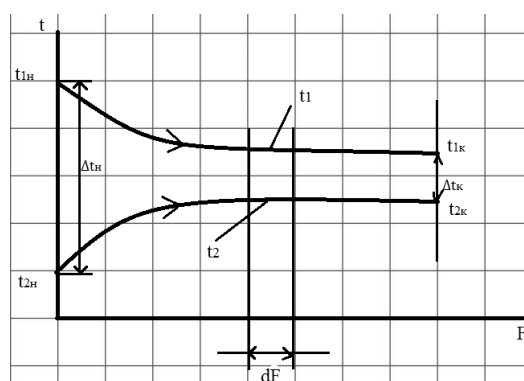


Рис. 7.1

Вычтем из уравнения (7.2) уравнение (7.3) и получим

$$d(t_1 - t_2) = -dQ \left(\frac{1}{G_1 c_1} + \frac{1}{G_2 c_2} \right). \quad (7.4)$$

Подставим dQ из уравнения (7.1) в уравнение (7.4):

$$\frac{d(t_1 - t_2)}{t_1 - t_2} = -K \left(\frac{1}{G_1 c_1} + \frac{1}{G_2 c_2} \right) dF. \quad (7.5)$$

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

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

После подстановки полученных выражений в уравнение (7.5) получаем

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

Проинтегрируем левую и правую части полученного выражения соответственно от Δt_n до Δt_k и от 0 до F . В результате получим

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

При сравнении полученного выражения с основным уравнением теплопередачи можно сделать вывод, что сомножитель правой части, записанный в виде дроби, представляет собой выражение для расчета средней движущей силы по поверхности теплопередачи. После замены Δt_n на Δt_6 , а Δt_k на Δt_m , где Δt_6 – наибольшее, Δt_m – наименьшее, получим выражение для расчета средней движущей силы (средней разности температур):

$$\Delta t_{cp} = \frac{\Delta t_6 - \Delta t_m}{\ln \left(\frac{\Delta t_6}{\Delta t_m} \right)}.$$

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

Процессы нагрева и охлаждения твердых тел

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

Эти процессы сопровождаются изменением температурного поля $t(x, y, z)$ во времени, которое характеризуется определенной динамикой.

Динамика температурного поля: рассмотрим процесс охлаждения неограниченной пластины толщиной 2δ . В начальный момент времени τ_0 температура во всем объеме 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 в ядре потока постоянна в течение всего процесса. Тепло переходит от пластины в жидкость, причем 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 $\partial t / \partial x = 0$ $t = \text{const} = t_n$ 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 твердого тела дифференциальное уравнение теплопроводности должно быть дополнено уравнением, характеризующим условия на границе раздела фаз твердое тело–жидкость, которое получают как уравнение теплового баланса на участке поверхности площадью dF .

К жидкости подводится тепло из твердой 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 твердого тела для простейших случаев (тела простой геометрической формы: одномерное распространение тепла) имеют аналитическое решение, которое представляют в виде уравнения подобия, определяющего безразмерную температуру E_t :

$$E_t = (t - t_{\text{ж}}) / (t_{\text{н}} - t_{\text{ж}}) = f\left(Bi, Fo, \frac{x}{l}\right),$$

где x – координата, равная 0 в центре тела; l – на поверхности тела.

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

Выпаривание – это процесс концентрирования растворов (суспензий) нелетучих веществ путем удаления жидкого растворителя в виде паров. Обычно процесс выпаривания протекает при подводе тепла к кипящему раствору. В биотехнологиях процесс выпаривания используется для предварительного

концентрирования и выделения целевых продуктов биосинтеза (кормовых дрожжей и других биомасс, витаминов, антибиотиков и других метаболитов).

Для кинетики процесса и технологии выпаривания большое значение имеют следующие свойства растворов: температурная депрессия, удельная теплоемкость и теплота растворения.

Температурная депрессия. Согласно основным положениям физической химии давление паров над чистым растворителем выше, чем над раствором. В таком случае, при одинаковом давлении для чистой жидкости и раствора на основе этой жидкости последний будет кипеть при более высокой температуре по сравнению с чистой жидкостью.

Разность температур кипения раствора и чистого растворителя называется температурной депрессией (рис. 7.2):

$$\Delta t_{\text{д}} = T_{\text{р}} - T_{\text{ж}}.$$

Для определения температурной депрессии $\Delta t_{\text{д}}$ для растворов с невысокой концентрацией может быть использовано основное уравнение эбулиоскопии:

$$\Delta t_{\text{д}} = R_{\mu} T_{\text{кип}}^2 c / r ,$$

где R_{μ} – универсальная газовая постоянная, равная 1,987 кДж/(кмоль·К); $T_{\text{кип}}$ – температура кипения растворителя, К; r – мольная теплота испарения растворителя, кДж/кмоль; c – концентрация растворенного вещества, кмоль/кмоль растворителя.

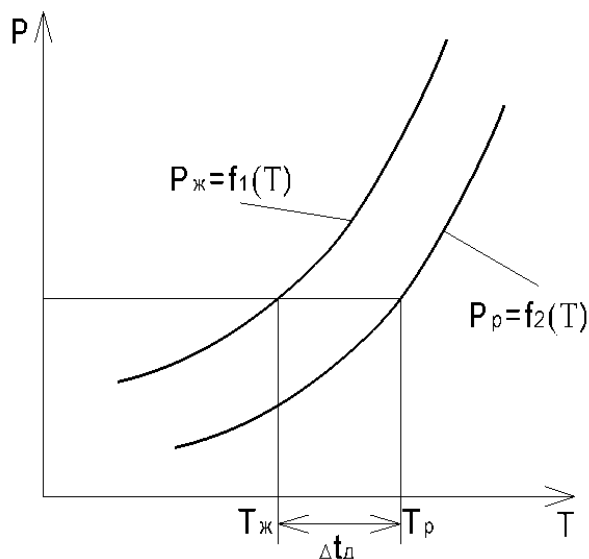


Рис. 7.2. К понятию эффекта температурной депрессии

В случае растворов с высокой концентрацией температурная депрессия определяется с использованием аналогичной зависимости, но с применением опытного поправочного коэффициента b :

$$\Delta t_d = R_{\mu} T_{\text{кип}}^2 / r \left(\frac{c}{1 - bc} \right).$$

В инженерной практике при выполнении технологических расчетов выпаривания температурную депрессию определяют с использованием экспериментальных данных в виде графиков и расчетных зависимостей.

Образующийся при кипении раствора пар принято называть вторичным, в отличие от первичного греющего пара, используемого для упаривания раствора. Несмотря на то, что температура вторичного пара несколько выше температуры кипения чистого растворителя при соответствующем давлении, вследствие захвата брызг из кипящего раствора, принято считать, что температура вторичного пара равна температуре насыщенного пара чистой жидкости или температуре ее кипения при соответствующем давлении.

Теплоемкость раствора определяется в зависимости от его концентрации и температуры. В общем случае теплоемкость раствора не подчиняется закону аддитивности свойств компонентов среды, т.е. не может быть определена путем пропорционального сложения их теплоемкостей. Установлено, что свойства аддитивности убывают с увеличением концентрации раствора, и для концентрированных растворов прибегают к использованию опытных данных в виде расчетных зависимостей, таблиц и графиков.

Теплота растворения. Если твердое вещество не вступает в химическую реакцию с растворителем (не образует гидратов), то при образовании раствора наблюдается снижение температуры, что связано с затратой энергии на разрушение структуры твердого тела. Напротив, в случае химического взаимодействия твердого тела и жидкости происходит выделение тепла. Тепловой эффект (поглощения или выделения тепла) при растворении обычно оценивается удельной интегральной теплотой растворения, которая представляет собой количество тепла, которое выделяется или поглощается при растворении единицы массы вещества в достаточно большом количестве жидкости.

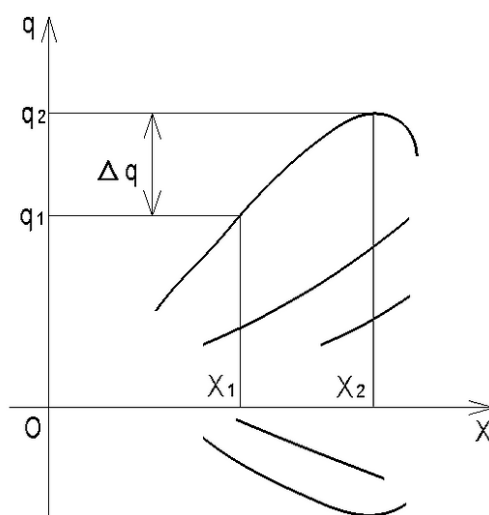


Рис. 7.3. К определению теплоты растворения для различных веществ при $t = \text{const}$

Как правило, таким количеством жидкости является ее мольная масса, в триста и более раз превосходящая мольную массу твердого вещества. Таким образом, теплота растворения зависит от природы жидкости, твердого вещества и концентрации раствора. В результате для оценки соответствующей составляющей теплового баланса в процессе упаривания необходимо по начальному и конечному значениям концентрации с использованием зависимости для интегральной теплоты растворения определить удельный тепловой эффект от снижения концентрации в расчете на единицу массы твердого вещества (рис. 7.3). Такой подход следует из закона Гесса, согласно которому тепловой эффект превращения определяется только начальным и конечным состоянием системы и не зависит от пути превращения. Зная теплоты растворения для двух концентраций, например q_1, q_2 , тепловой эффект от изменения концентрации будет определяться как $\Delta q = q_2 - q_1$, Дж/кг, твердого вещества. Соответствующее количество тепла выделяется или поглощается при изменении концентрации раствора.

В биотехнологиях процессы выпаривания организуют преимущественно под вакуумом в связи с высокой термочувствительностью объектов биосинтеза. Различают следующие способы организации процесса выпаривания:

- простое выпаривание;
- многократное выпаривание;
- выпаривание с использованием принципа теплового насоса.

При этом простое выпаривание может быть организовано в периодическом и непрерывном режимах, а многократное – только в непрерывном режиме.

Простое выпаривание. Этот метод используется в случаях растворов с большой температурной депрессией или при относительно небольшой производительности, когда энергозатраты относительно невелики. Схема выпарной установки для процесса простого выпаривания в непрерывном режиме под вакуумом представлена на рис. 7.4.

Установка состоит из расходной емкости исходного раствора, подогревателя раствора, выпарного аппарата, барометрического противоточного конденсатора смешения, брызгоуловителя, емкости концентрированного раствора, насосов для транспортирования раствора, приборов контроля и регулирования и вакуумной системы, включающей вакуумный насос и предохраняющие его ловушки.

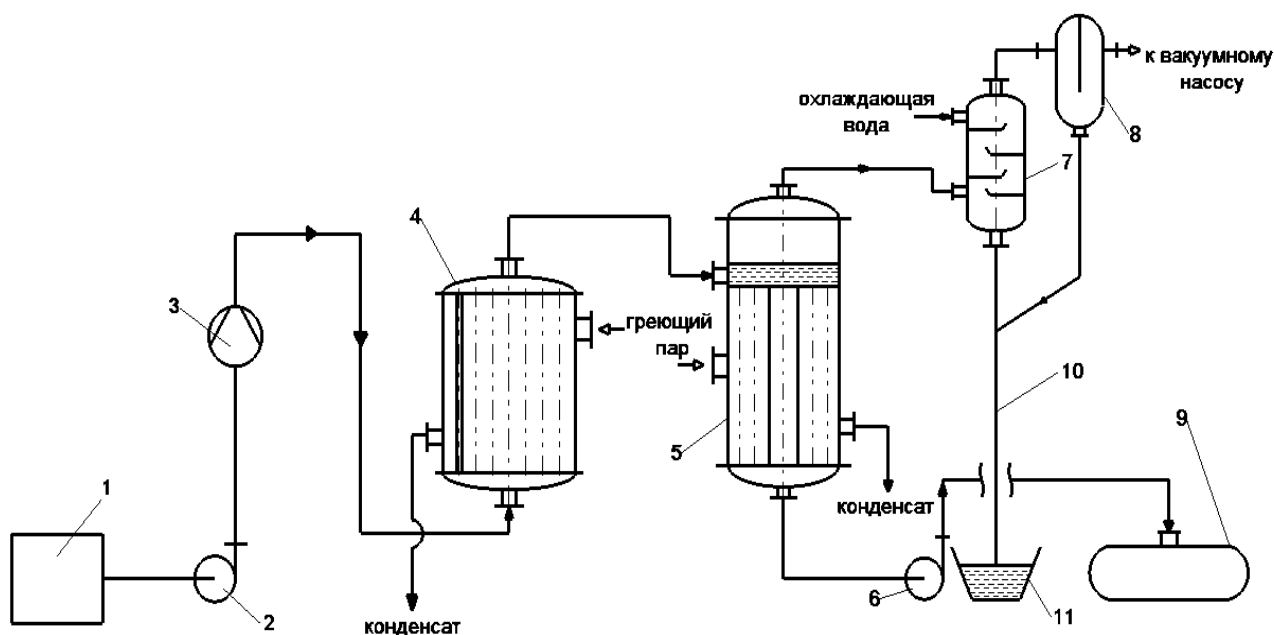


Рис. 7.4. Схема выпарной установки для процесса простого выпаривания в непрерывном режиме под вакуумом:

1 – емкость исходного раствора; 2, 6 – насосы для подачи исходного раствора и отвода концентрата соответственно; 3 – регулятор расхода; 4 – подогреватель раствора; 5 – аппарат выпарной трубчатый с естественной циркуляцией; 7 – конденсатор смешения противоточный; 8 – сепаратор (каплеотделитель); 9, 11 – емкости для приема концентрата и смеси конденсата с охлаждающей жидкостью; 10 – труба барометрическая

Исходный раствор подается насосом из расходной емкости в подогреватель потоком с регулируемым расходом. В подогревателе раствор нагревается до температуры кипения и поступает в выпарной аппарат. Кипение раствора осуществляется в трубном пространстве теплообменного устройства кожухотрубчатого типа в нижней части аппарата. Греющий (первичный) пар подается в межтрубное пространство и, конденсируясь, отдает тепло кипящему раствору. Образующаяся при кипении парожидкостная смесь поднимается в кипяtilьных трубах в сепарационное пространство аппарата. Здесь вторичный пар отделяется от жидкости, которая под действием более высокой плотности, по сравнению с плотностью парожидкостной смеси, перемещается вниз по центральной циркуляционной трубе и вновь поступает в греющие трубы. Таким образом, под действием разности плотностей жидкости в циркуляционной трубе и парожидкостной смеси в греющих трубах организуется естественная циркуляция упариваемого раствора в аппарате. Вторичный пар и образовавшиеся при упаривании неконденсирующиеся газы из сепарационной камеры аппарата поступают в барометрический конденсатор смешения, где пар конденсируется при прямом контакте с охлаждающей водой и выводится из системы с помощью барометрической трубы. Не сконденсировавшаяся парогазовая смесь после отделения взвесей жидкости в брызгоуловителе отсасывается из системы с помощью вакуумного насоса. Упаренный раствор непрерывно отводится из выпарного аппарата с помощью насоса в емкость концентрата.

Приведенную схему возможно использовать и для процесса выпаривания в периодическом режиме. В этом случае из схемы можно удалить подогреватель и нагнетатель раствора.

Материальный баланс процесса простого выпаривания. Материальный баланс связывает между собой входящий и исходящие потоки в выпарном аппарате (рис. 7.5).

Материальный баланс между входящим и исходящим потоками записывается как

$$G_{\text{н}} = G_{\text{к}} + W,$$

где $G_{\text{н}}$, $G_{\text{к}}$ – расходы исходного и упаренного растворов; W – количество испаренной жидкости, кг/ч.

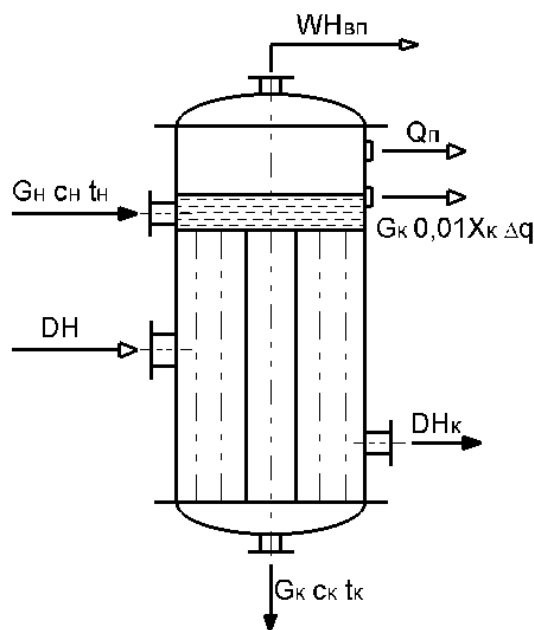


Рис. 7.5. К формулировке уравнений материального и теплового баланса процесса упаривания

С учетом баланса входного и выходного потоков растворенного вещества записывают

$$G_H x_H = G_K x_K,$$

где x_H, x_K – начальная и конечная концентрации раствора, масс. %.

С учетом записанных равенств находят количество упаренной жидкости при известных концентрациях до и после упаривания раствора:

$$W = G_H \left(1 - \frac{x_H}{x_K} \right).$$

Тепловой баланс простого выпаривания. Тепловой баланс простого выпаривания записывается в виде равенства тепловых потоков на входе и выходе из аппарата с учетом тепловых потерь и теплоты растворения.

Для записи уравнения теплового баланса используется схема тепловых потоков, представленная на рис. 7.5.

$$G_H c_H t_H + DH = G_K c_K t_K + DH_K + WH_{вп} + G_K \cdot 0,01 x_K \Delta q + Q_{п},$$

где H – энтальпия, кДж/кг; D – расход греющего пара, кг/с.

В полученном равенстве заменяют G_H на $G_K + W$, получают

$$G_K c_H t_H + W c_H t_H + DH = G_K c_K t_K + DH_K + WH_{вп} + G_K \cdot 0,01 x_K \Delta q + Q_{п}.$$

После разрешения полученного уравнения относительно D (расход греющего пара) получают

$$D = G_{\kappa} \frac{c_{\kappa} t_{\kappa} - c_{\text{н}} t_{\text{н}} + 0,01 x_{\kappa} \Delta q}{H - H_{\kappa}} + W \frac{H_{\text{ВП}} - c_{\text{н}} t_{\text{н}}}{H - H_{\kappa}} + \frac{Q_{\text{П}}}{H - H_{\kappa}}.$$

Из полученного выражения видно, что общий расход пара определяется тремя составляющими тепловых затрат:

- 1) отражает расход пара на изменение энтальпии выпариваемого раствора;
- 2) определяет расход пара на образование вторичного пара;
- 3) учитывает расход пара на компенсацию тепловых потерь в окружающую среду.

Простейший анализ показывает, что значения первого и третьего слагаемых в полученном выражении существенно меньше по сравнению со вторым слагаемым. В связи с этим при выполнении приближенных расчетов, учитывая примерное равенство $H_{\text{ВП}} - c_{\text{н}} t_{\text{н}} \approx H - H_{\kappa}$, принимают, что на испарение 1 кг жидкости из раствора требуется примерно 1,1...1,2 кг греющего пара.

Определение поверхности теплопередачи в процессе выпаривания. Необходимая поверхность теплопередачи определяется в соответствии с основным уравнением теплопередачи в следующем виде:

$$Q = K \Delta t_{\text{ср}} F,$$

откуда можно выразить F и, представив уравнение в адаптированном виде для выпаривания, можно записать

$$F = \frac{D(H - H_{\kappa})}{K \Delta t},$$

где Δt – полезная разность температур.

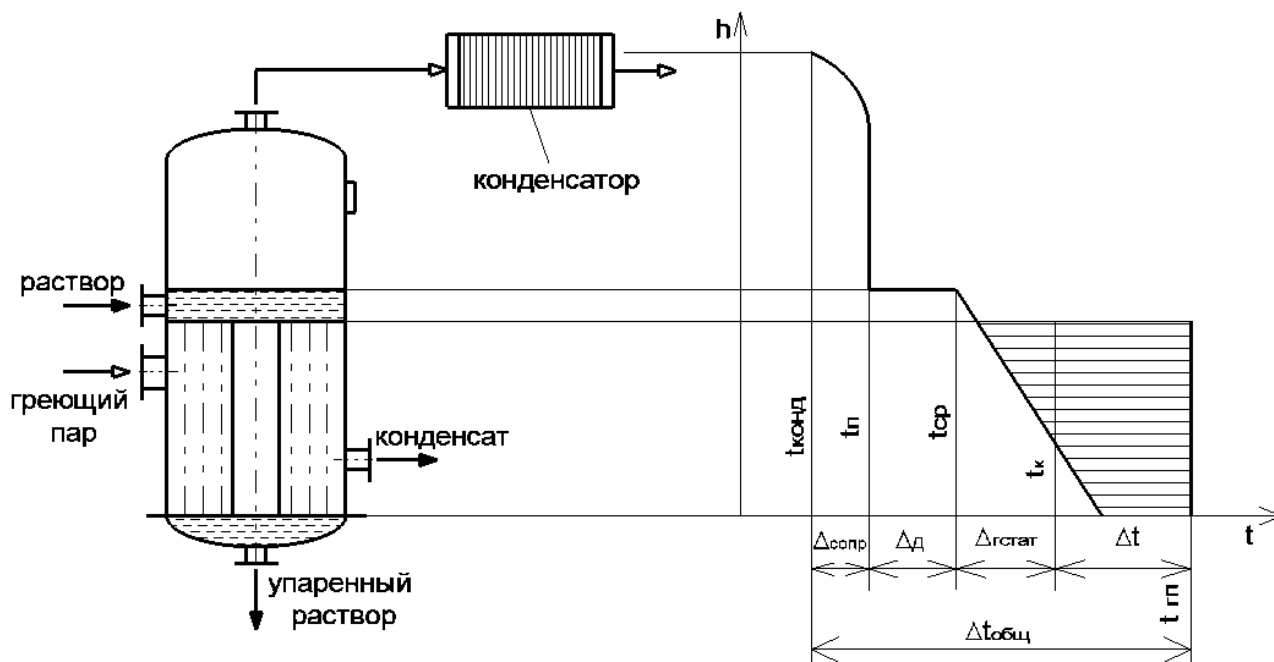
Полезная разность температур – это разность между температурой греющего пара и температурой кипения раствора в выпарных установках. Определяется по общей разности температур и температурным потерям. *Общей разностью температур* в выпарных установках называют разность между высшей и низшей температурами паров, т.е. это разность между температурой греющего пара и температурой вторичного пара на входе в конденсатор:

$$\Delta t_{\text{общ}} = t_{\text{ГП}} - t_{\text{ВП}}^{\text{конд}}.$$

Полезная разность температур, определяющая движущую силу процесса, вычисляется из общей разности температур путем вычета суммарных температурных потерь:

$$\Delta t = \Delta t_{\text{общ}} - \sum \Delta,$$

где $\sum \Delta$ – сумма потерь общей разности температур.



**Рис. 7.6. К определению полезной разности температур
и движущей силы в процессе упаривания:**

Δ_d – температурная депрессия

На представленном графике (рис. 7.6) по оси абсцисс указаны температуры греющего теплоносителя (пара), кипящего раствора в греющей камере, пара в сепарационной камере и магистрали вторичного пара до входа в конденсатор, а по оси ординат указаны высоты соответствующих участков. Наибольшая из температур соответствует температуре греющего пара, а наименьшая температуре – температуре конденсации вторичного пара. Для упрощения обычно принимают, что греющий пар не перегрет, а конденсат не охлаждается, в таком случае температура греющего пара будет const. Температура кипения раствора изменяется от температуры наибольшего значения у нижнего торца трубы

до минимального значения у поверхности выпариваемого раствора. Уменьшение температуры кипения растворов объясняется снижением гидростатического давления с уменьшением столба кипящей жидкости. Если давление p на поверхности кипящего раствора равно давлению в сепарационном пространстве, то давление у нижнего входного торца греющих труб будет равно

$$p + \Delta p_{\text{гстат}}.$$

При этом гидростатическое давление определяется как

$$\Delta p_{\text{гстат}} = \rho g h.$$

Поскольку в инженерных расчетах пользуются понятием средней движущей силы, то для расчета среднего значения гидростатического давления принимают его величину на половине длины труб:

$$\Delta p_{\text{гстат}} = \rho g \left(h_{\text{изб}} + \frac{h_{\text{тр}}}{2} \right),$$

где $h_{\text{изб}}$ – высота слоя раствора над верхним торцом трубы; $h_{\text{тр}}$ – высота труб.

Разность температур над поверхностью раствора и в середине труб в растворе является потерей полезной разности температур от гидростатического давления и называется гидростатическим эффектом. Если температура кипения раствора при давлении p равна температуре среды, а температура при $p + \Delta p_{\text{гстат}}$ равна t_k , то потери полезной разности температур от гидростатического эффекта:

$$\Delta_{\text{гстат}} = t_k - t_{\text{ср}},$$

где t_k – температура кипения по центру труб.

Температура вторичного пара, контактирующего с поверхностью раствора, меньше, чем температура раствора на величину температурной депрессии Δ_d . Наименьшее значение температуры на приведенном графике (рис. 7.2) соответствует температуре вторичного пара на входе в конденсатор. Эта температура меньше, чем температура вторичного пара над поверхностью раствора на величину потери полезной разности температуры от гидравлического сопротивления в трубопроводе и в сепарационном пространстве. Таким образом,

полезная разность температур в выпарной установке будет определяться выражением

$$\Delta t = \Delta t_{\text{общ}} - \Delta_{\text{гстат}} - \Delta_{\text{д}} - \Delta_{\text{гсопр}}.$$

Полученное выражение для расчета Δt используют для определения движущей силы теплопередачи при выпаривании и для вычисления необходимой поверхности нагрева выпарного аппарата:

$$F = \frac{Q}{K\Delta t}.$$

В случае, когда выпаривание организовано в периодическом режиме, коэффициент теплопередачи K и потери полезной разности температур являются величинами переменными, зависящими от концентрации раствора. При определении необходимой поверхности теплопередачи в периодически действующем выпарном аппарате величины коэффициента теплопередачи K , потери полезной разности температур $\Delta_{\text{гстат}}$ и $\Delta_{\text{д}}$ определяются как средние интегральные значения:

$$K = \frac{1}{x_{\text{к}} - x_{\text{н}}} \int_{x_{\text{н}}}^{x_{\text{к}}} K(x) dx;$$

$$\Delta_{\text{гстат}} + \Delta_{\text{д}} = \frac{1}{x_{\text{к}} - x_{\text{н}}} \int_{x_{\text{н}}}^{x_{\text{к}}} (\Delta_{\text{гстат}}(x) + \Delta_{\text{д}}(x)) dx.$$

Снижение энергопотребления в процессе выпаривания. Процесс выпаривания является весьма энергоемким процессом (расходуется примерно 2400 кДж для выпаривания 1 кг воды), поэтому одним из самых актуальных вопросов, который решают в процессе выпаривания, является вопрос снижения энергопотребления.

Задачу снижения энергопотребления традиционно решают с использованием либо многокорпусных выпарных установок (многократное выпаривание), либо с использованием принципа «теплового насоса». В многокорпусных выпарных установках (рис. 7.7) упариваемый раствор последовательно перетекает через каскад последовательно соединенных выпарных аппаратов. Свежий (первичный) греющий пар используется для обогрева только первого (корпуса) выпарного аппарата.

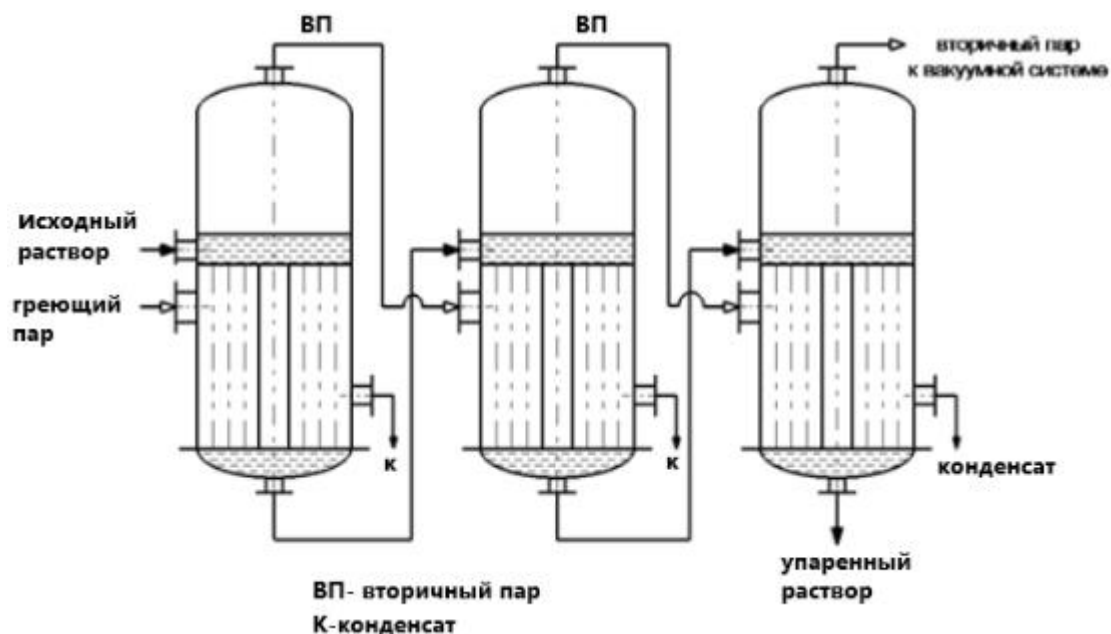


Рис. 7.7. Схема проточной трехкорпусной выпарной установки

Во всех последующих корпусах обогрев осуществляется вторичным паром, который получают при упаривании раствора в предыдущем корпусе. При этом возможны варианты проточного и противоточного движения теплоносителя и выпариваемого раствора.

Чтобы создать условия к применению вторичного пара с предыдущей ступени выпаривания, необходимо обеспечить перепад давления. Перепад давления должен быть настолько большим, чтобы создать необходимую величину движущей силы (перепад температур) вторичного пара и кипящего раствора. Обычно перепад давления создают путем вакуумирования каскада аппаратов, в таком случае минимальное давление будет обеспечиваться в корпусе, непосредственно соединенном с вакуумной системой, а максимальное давление – в корпусе, обогреваемом первичным греющим паром.

Вакуумная система включает в себя: конденсатор, вакуумный насос и ловушки, защищающие насос. Об эффективности многокорпусных установок свидетельствуют следующие данные: экономия тепловой энергии составляет в случае двух корпусов примерно 40%; в случае трех корпусов – примерно 60%. При этом необходимо учитывать, что при увеличении числа корпусов увеличиваются тепловые потери и возрастают капитальные затраты.

Выпаривание с использованием принципа теплового насоса позволяет экономить энергию при организации процесса, при этом, так же как и в многокорпусной установке, для упаривания раствора используется тепловая энергия вторичного пара. Для этого различными способами повышают температуру вторичного пара до регламентной температуры греющего пара. С этой целью вторичный пар компримируют (повышают давление) до температуры греющего пара с применением либо компрессора, либо парового инжектора (рис. 7.8).

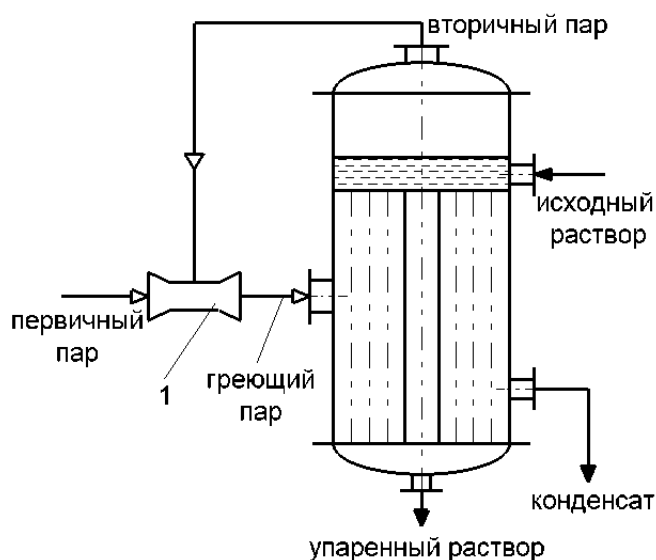


Рис. 7.8. Схема выпарного аппарата с тепловым насосом (паровым инжектором):

1 – паровой инжектор

Выпарные аппараты с паровым инжектором более широко используются, чем аппараты с турбокомпрессорами. Это связано с тем, что компрессоры являются дорогостоящим сложным оборудованием с пониженной надежностью и характеризуются относительно низким КПД.

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

В учебном пособии рассмотрены теоретические положения технологических процессов и аппаратов биотехнологической промышленности – гидромеханические, тепловые. Представлены основные принципы действия аппаратов, использующих гидромеханические и тепловые процессы.

Материал пособия подобран из различных литературных источников и обработан на единой методической основе, что позволяет углубленно изучать дисциплину «Гидромеханические и тепловые процессы биотехнологий» 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. **Расчет** 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.** Расчет 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. – СПб. : ГИОРД, 2007. – Кн. 1. – 704 с. ; 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. Алексанян, А. Х. Нугманов. – СПб. : Лань, 2014. – 224 с. – URL : <http://e.lanbook.com/book/53692>

12. **Долгунин, В. Н.** Биотехнологические процессы и аппараты : учебное пособие / В. Н. Долгунин, В. А. Пронин. – Тамбов : Изд-во ФГБОУ ВО «ТГТУ», 2020. – 80 с.

ГЛОССАРИЙ

Гидромеханические процессы – процессы, скорость которых определяется гидродинамикой.

Гидрокинетика – часть гидродинамики, которая изучает теоретические основы гидромеханических процессов в целях определения кинетических характеристик (движущей силы, сопротивления), определяющих скорость протекания процесса.

Пыль – система, состоящая из газа и распределенных в нем твердых частиц с размером от 5 до 50 мкм.

Дым – система, состоящая из газа и распределенных в нем частиц с меньшим размером – 0,5...5,0 мкм, которые образуются при горении.

Туман – система, состоящая из газа и распределенных в нем капель жидкости размером 0,3...5,0 мкм, формируется в результате конденсации.

Аэрозоли – системы, состоящие из твердых или жидких частиц, взвешенных в газообразной среде.

Суспензия – это система жидкость + твердые вещества/частицы. Коллоидным раствором называют суспензии с размером частиц менее 0,1 мкм.

Эмульсия – жидкая неоднородная система, состоящая из двух и более жидких фаз нерастворимых друг в друге.

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

Псевдооживление – процесс воздействия на твердый дисперсный материал восходящим потоком жидкости или газа, при котором твердая дисперсная среда переходит в состояние, аналогичное по свойствам (по многим параметрам) жидкости.

Эффективность перемешивания – показатель, который определяет качество выполнения технологических целей, достигаемых при перемешивании.

Тепловые процессы – процессы, скорость протекания которых определяется законами теплопередачи.

Движущая сила теплопередачи – разность температур сред в процессе переноса тепла от более нагретой среды к менее нагретой среде.

Материальный баланс – это баланс, который связывает между собой входящий и исходящие потоки в аппарате.

Тепловой баланс в аппарате записывается в виде равенства тепловых потоков на входе и выходе из аппарата с учетом тепловых потерь и теплоты растворения.

ОГЛАВЛЕНИЕ

ВВЕДЕНИЕ	3
1. ГИДРОМЕХАНИЧЕСКИЕ ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ	4
2. ПСЕВДООЖИЖЕНИЕ ТВЕРДЫХ ЗЕРНИСТЫХ МАТЕРИАЛОВ	15
3. ПЕРЕМЕШИВАНИЕ ЖИДКИХ СРЕД	21
4. ТЕПЛООБМЕННЫЕ ПРОЦЕССЫ	38
5. ДИФФЕРЕНЦИАЛЬНЫЕ УРАВНЕНИЯ КОНВЕКТИВНОГО ТЕПЛОПЕРЕНОСА	48
6. ПРОЦЕССЫ КИПЕНИЯ ЖИДКОСТИ И КОНДЕНСАЦИИ ПАРА	55
7. ДВИЖУЩАЯ СИЛА ТЕПЛОВЫХ ПРОЦЕССОВ	60
ЗАКЛЮЧЕНИЕ	76
СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ	77
ГЛОССАРИЙ	79

Учебное электронное издание

ДОЛГУНИН Виктор Николаевич
ПРОНИН Василий Александрович

ГИДРОМЕХАНИЧЕСКИЕ И ТЕПЛОВЫЕ ПРОЦЕССЫ БИОТЕХНОЛОГИЙ

Учебное пособие

Редактор Л. В. Комбарова
Графический и мультимедийный дизайнер Т. Ю. Зотова
Обложка, тиражирование, упаковка Л. В. Комбаровой

ISBN 978-5-8265-2998-0



Подписано к использованию 21.03.2026.
Тираж 50 шт. Заказ № 23

Издательский центр ФГБОУ ВО «ТГТУ»
392000, г. Тамбов, ул. Советская, д. 106/5,
помещение 2, к. 14
Телефон (4752) 63-81-08
E-mail: izdatelstvo@tstu.ru