

Тишин О.А., Мокрецова И.С., Лапшина С. В.

**Явления переноса импульса и
энергии в химической технологии**

Волжский

2018

МИНИСТЕРСТВО ОБРАЗОВАНИЯ И НАУКИ РФ
ВОЛЖСКИЙ ПОЛИТЕХНИЧЕСКИЙ ИНСТИТУТ (ФИЛИАЛ)
ФЕДЕРАЛЬНОГО ГОСУДАРСТВЕННОГО БЮДЖЕТНОГО ОБРАЗОВАТЕЛЬНОГО
УЧРЕЖДЕНИЯ ВЫСШЕГО ОБРАЗОВАНИЯ
«ВОЛГОГРАДСКИЙ ГОСУДАРСТВЕННЫЙ ТЕХНИЧЕСКИЙ УНИВЕРСИТЕТ»

О.А. Тишин, И.С. Мокрецова, С.В.Лапшина

Явления переноса импульса и энергии в химической технологии

Электронное учебное пособие



2018

УДК. 66.02(07)

ББК 35я73

Т 472

Рецензенты:

доктор физико-математических наук, профессор, зав. кафедрой «Теплоэнергетика и теплотехника» филиала ФГБОУ ВО НИУМЭИ в г. Волжском

Кульков В.Г.,

канд. тех. наук, инженер-конструктор ООО «КОМЕД»

Харитонов В. Н.

Издается по решению редакционно-издательского совета
Волгоградского государственного технического университета

Тишин, О.А.

Явления переноса импульса и энергии в химической технологии (курс лекций) [Электронный ресурс] : учебное пособие / О.А. Тишин, И.С. Мокрецова, С.В.Лапшина ; ВПИ (филиал) ВолгГТУ, – Электрон. текстовые дан. (1 файл: 1,18 МБ). – Волжский, 2018. – Режим доступа: <http://lib.volpi.ru>. – Загл. с титул. экрана.

ISBN 978-5-9948-3135-9

В учебном пособии рассматриваются основы переноса и трансформации различных видов субстанции в процессах химических технологий, и кинетики этих явлений. Приводятся основные закономерности, используемые при анализе этих явлений. Учебное пособие предназначено для студентов всех форм обучения бакалавриата направления 08.03.02 «Энерго- и ресурсосберегающие процессы в химической технологии, нефтехимии и биотехнологии» профиль подготовки «Машины и аппараты химических производств».

Рассмотрены технические приемы позволяющие уменьшить потребление материальных и энергетических ресурсов.

Ил. 24, табл. 4, библиограф. 13 назв.

ISBN 978-5-9948-3135-9

© Волгоградский государственный
технический университет, 2018

© Волжский политехнический
институт, 2018

СОДЕРЖАНИЕ

Список обозначений	5
Введение	9
РАЗДЕЛ 1. Назначение курса «Явления переноса». Технология и технологический процесс. Взаимосвязь курса «Явления переноса импульса» с другими дисциплинами. Классификация основных процессов химической технологии. Величины, описывающие процесс (экстенсивные и интенсивные). Понятие о субстанции. Концентрация субстанции. Понятие о среде. Гомогенная и гетерогенная система. Основные свойства среды (жидкости).	11
РАЗДЕЛ 2. Общие принципы анализа процессов. Силы, действующие в жидкости. Характеристики движения жидкости. Основные механизмы переноса субстанции.	19
РАЗДЕЛ 3. Уравнение неразрывности. Расходы жидкости (объемный и массовый), средняя скорость. Уравнения Навье – Стокса. Уравнения конвективного тепло- и массопереноса. Частные случаи дифференциальных уравнений переноса. Дифференциальные уравнения гидростатики. Уравнение Бернулли. Процессы в телах регулярной формы (стационарные и динамические). Распределение температур в плоской стенке, в цилиндрической стенке, в цилиндре, шаре.	26
РАЗДЕЛ 4. Физическое и математическое моделирование. Теория подобия. Условия однозначности. Три теоремы подобия. Числа подобия гидродинамических процессов. Основные, модифицированные и производные числа подобия	36
РАЗДЕЛ 5. Перемешивание. Движение тел в жидкости. Свободное осаждение. Закон Стокса. Факторы, влияющие на скорость осаждения. Способы интенсификации процесса. Стесненное осаждение. Кинетика процесса стесненного осаждения. Осаждение в поле действия центробежных сил.	45
РАЗДЕЛ 6. Движение жидкости (газа) через слой зернистого материала. Основное уравнение фильтрации. Скорость фильтрации. Фильтрование. Уравнение фильтрования Рутса. Способы интенсификации процесса фильтрования. Фильтрование в поле центробежных сил. Псевдооживленный слой, критические скорости его существования. Зависимость гидравлического сопротивления слоя от скорости движения среды. Гидротранспорт.	59

РАЗДЕЛ 7.

Конвективный теплообмен. Закон Ньютона – Рихмана. Тепловое излучение. Закон Стефана – Больцмана. Закон Киргофа. Взаимное излучение тел. Сложный теплообмен. Числа подобия тепловых процессов. Критериальные уравнения тепловых процессов. Основное уравнение теплопередачи. Средняя движущая сила процесса теплопередачи 77

РАЗДЕЛ 8.

Теплообмен при фазовых превращениях. Конденсация. Пленочная конденсация пара на внутренних и внешних поверхностях. Теплообмен при капельной конденсации пара. Интенсификация теплообмена при конденсации. Конденсация в двух– и многокомпонентных системах. Теплоотдача при конденсации из парогазовой среды.

Кипение. Механизм процесса теплообмена при пузырьковом кипении. Теплоотдача при пузырьковом кипении в условиях свободного движения и вынужденной конвекции. Механизм теплообмена при пленочном кипении жидкостей. Теплоотдача при пленочном кипении. Кризисы теплообмена при кипении в каналах и большом объеме. Критическая тепловая нагрузка. 83

РАЗДЕЛ 9. Массоперенос. Общие понятия. Классификация массообменных процессов. Концентрация распределенного вещества (способы выражения). Массообмен на границе раздела фаз. Уравнение Шукарева. Числа подобия массообменных процессов.

Критериальные уравнения массообмена. Равновесие и рабочие концентрации. Движущая сила процесса. Основное уравнение массопередачи. Средняя движущая сила процесса массопередачи. Число единиц массопереноса. Физический смысл единицы массопереноса 92

ЛИТЕРАТУРА

101

СПИСОК ОБОЗНАЧЕНИЙ

<i>A</i>	символ вещества, коэффициент;
<i>a_t</i>	– коэффициент температуропроводности, $[m^2/c]$;
<i>a</i>	- $[m]$
<i>B</i>	символ вещества, коэффициент
<i>b</i>	–; $[mm]$
<i>C</i>	концентрация, $моль \cdot м^{-3}$;
<i>C_p</i>	-
<i>c_o</i>	– коэффициент лучеиспускания абсолютно черного тела;
<i>c_p</i>	-массовая теплоемкость, теплоемкость при постоянном давлении, $[Дж/кг \cdot ^\circ C]$
<i>D</i>	– диаметр аппарата, $[m]$;
<i>D_m</i>	- коэффициент молекулярной диффузии, $m^2 c^{-1}$
<i>d</i>	– диаметр трубы, канала, $[m]$;
<i>E</i>	энергия активации химической реакции, $Дж \cdot моль^{-1}$
<i>E</i>	константа Генри
<i>F</i>	поверхность, теплоотдачи, теплопередачи $[m^2]$;
<i>f</i>	площадь поперечного сечения канала, $[m^2]$;
<i>g</i>	– ускорение свободного падения, $[m/c^2]$;
<i>H</i>	-высота жидкости в аппарате с мешалкой, высота стенки, $[m]$
<i>H</i>	– энтальпия, $[Дж]$;
<i>i</i>	номер элемента
<i>h</i>	– удельная энтальпия, $[Дж/кг]$;
<i>j</i>	номер элемента
<i>j_t</i>	плотность теплового потока, $[Вт/м^2]$;
<i>j</i>	удельная производительность, $кг \cdot (м^2 \cdot с)^{-1}$
<i>K_t</i>	– коэффициент теплопередачи, $[Вт/м^2 \cdot ^\circ C]$;
<i>K_m</i>	коэффициент массопередачи, $[моль(кг)/м^2 \cdot ^\circ C]$
<i>K_{tR}</i>	– линейный коэффициент теплопередачи, $[Вт/м \cdot град]$;
<i>k</i>	показатель (коэффициент) консистентности, $[Па \cdot с^m]$

k	константа скорости химической реакции, c^{-1} ,
k_m	объемный коэффициент массопереноса, c^{-1}
L	– работа, [Дж];
l	– удельная работа, [Дж/кг];
l	длина трубы, канала, м
M	– молекулярная масса, [кг/моль];
m	– масса, кг
m	индекс текучести,
m	коэффициент распределения
$m \cdot v$	количество движения, импульс, $\left[\frac{\text{кг} \cdot}{\text{с}} \right]$
n	– число оборотов мешалки, c^{-1}
P	– давление общее в системе, [Па];
Δp	– перепад давления, [Па];
Q_t	– количество теплоты, [Дж];
$Q_t, Q_{t \text{ погл}}, Q_{t \text{ отр}}, Q_{t \text{ пр}}$	общая энергия падающих на тело лучей, энергия, поглощенная телом; энергия, отраженная телом, энергия, прошедшая сквозь тело без изменений
q_t	– удельное количество теплоты, [Дж/кг];
q_v, q_m	– объемный расход, массовый расход;
q_m	– массовая производительность
$q_v,$	– объемная производительность
R	– универсальная газовая постоянная, [Дж/моль · °K];
r	– радиус, м;
T	– температура, [°K];
t	– температура [°C];
Δt	– температурный напор, [°C];
U	– , [Дж];
u	– , [Дж/кг];
V	– объем, [м ³];
$V_{\text{МП}}$	– , [м ³];
v	– скорость, [м/с];

$v \cdot \rho$	удельное количество движения, $\left[\frac{\text{кг} \cdot \text{м}}{\text{м}^3 \cdot \text{с}} \right]$
x	- переменная, координата, мольная доля вещества в жидкой фазе, -, -
y	- переменная, координата, мольная доля вещества в газовой (паровой) фазе,-
z	- переменная, координата
$\alpha_K, \alpha_L, \alpha_t$	- соответственно коэффициент конвективной теплоотдачи, коэффициент теплоотдачи за счет лучистого теплообмена, коэффициент теплоотдачи, $\text{Вт}/\text{м}^2 \cdot ^\circ\text{C}$;
β	-коэффициент массоотдачи,
β_T	- коэффициент термического расширения,
$\Delta = \frac{t-t_0}{t_1-t_0}$	-относительная избыточная температура тела, -
δ	- толщина стенки, [м];
δt	-изменение температуры, [$^\circ\text{C}$]
ε	- степень черноты тела;
$\varepsilon = \frac{C}{C_0}$	относительный коэффициент лучеиспускания, или степень черноты
ε_{np}	приведенная степень черноты, $\varepsilon_{np} = \varepsilon_1 \cdot \varepsilon_2$.
φ	- средний угловой коэффициент при взаимном излучении и относительная величина мертвого пространства;
$\dot{\gamma} = \left(\frac{dv}{dn} \right)$	градиент скорости сдвига, $\left[\frac{1}{\text{с}} \right]$
φ_i	- средний угловой коэффициент при взаимном излучении
λ_t	- коэффициент теплопроводности, $[\text{Вт}/\text{м} \cdot ^\circ\text{C}]$;
$\mu, \mu_{эф}$	- динамический коэффициент вязкости, эффективный динамический коэффициент вязкости, $\text{Па} \cdot \text{с}$;
v', v'', v_μ	- , удельный объем, $[\text{м}^3/\text{кг}]$;
ν	- кинематический коэффициент вязкости, $[\text{м}^2/\text{с}]$;
ρ	- плотность вещества, $[\text{кг}/\text{м}^3]$;
σ_B, σ_T	- нормальное напряжение , [Па]
τ	- время, [с^{-1}];
ω	- угловая скорость, [1/с];

ξ

– коэффициент ;

Числа подобия

$Ar = \frac{q \cdot l^3}{v^2} \cdot \frac{\rho_m - \rho_{ж}}{\rho_{ж}}$	число Архимеда
$Bio = \frac{\alpha \cdot l_T}{\lambda_T}$	– число Био
$Ga = \frac{g \cdot l^3}{v^2}$	число Галлилея
$Gr = \frac{g \cdot l^3}{v^2} \cdot \beta_T \cdot \Delta t$	– число Грассгофа
$Ho = \frac{v \cdot \tau}{l^2}$	число гомохронности
$Da_1 = k \cdot \tau$	число Дамкеллера первое
$Da_2 = kC_0^{n-1} \tau$	число Дамкеллера второе
$Ly = \frac{Re^3}{Ar} = \frac{v^3 \cdot \rho^2}{\mu \cdot (\rho_{\tau} - \rho_{ж}) \cdot g}$	число Лященко
$Ki = \frac{K \cdot d_{\text{эКВ}}}{\lambda_r}$	число Кирпичева
$Ca = \sqrt{\frac{\varepsilon_m \bar{\tau}}{v}}$	число Кэмпа;
$Nu = \frac{\alpha \cdot d}{\lambda}$	– число Нуссельта;
$Pe = \frac{v \cdot d}{a}$	– число Пекле;
$Pr = \frac{v}{a}$	– число Прандтля;
$Po = \frac{N_{yo} R^2}{\lambda T_c}$	число Померанцева
$Re = \frac{vd}{v}$	число Рейнольдса
	число Фруда
$Fo = \frac{a \cdot \tau}{l^2}$	число Фурье
$Sh = \frac{\beta d}{D}$	число Шервуда
$Sc = \frac{v}{D}$	число Шмидта
$\frac{\Delta p}{\rho v_{np}^2} = Eu$	число Эйлера

Введение

С развитием химической промышленности возникла потребность в инженерной науке, обобщающей закономерности основных производственных процессов и разрабатывающей методы расчета аппаратов на основе их рациональной классификации. Все это привело к возникновению науки о "Процессах и аппаратах химической технологии" (ПАХТ). Курс «ПАХТ» занимается разработкой методологии технологического расчета оборудования предназначенного для осуществления различных процессов химических технологий.

Осуществление технологического расчета невозможно без знаний кинетических закономерностей процессов химических технологий. В курсе «Явления переноса импульса, энергии в химической технологии» изучаются кинетические особенности различных технологических процессов. Анализ закономерностей протекания основных процессов и разработка обобщенных методов расчета аппаратов производятся, исходя из фундаментальных законов химии, физики, физической химии, термодинамики и других наук с широким использованием аппарата математики. Курс является инженерной дисциплиной, представляющей собой важный раздел теоретических основ химической технологии.

1. Цель и задачи учебной дисциплины

Курс «Явления переноса импульса, энергии в химической технологии» является основной дисциплиной теоретической общеинженерной подготовки инженеров–механиков. Цель преподавания курса состоит в подготовке инженеров–механиков, овладевших теоретическими основами технологических процессов, освоивших закономерности переноса количества движения, энергии и массы и кинетические закономерности переноса субстанции в однофазных и многофазных системах.

2 Задачи изучения дисциплины

Задачами изучения дисциплины является достижение студентами:

– знания общих закономерностей технологических процессов, путей интенсификации и основных направлений развития высокоэффективных процессов;

– умения определять кинетические закономерности технологических процессов, провести исследования в экспериментальных и производственных условиях процессов различного технологического назначения, обрабатывать и анализировать полученную информацию с целью разработки рекомендаций для ведения процесса, при изменении конструкции оборудования;

– навыков выполнения проектных работ и технологических расчетов оборудования с привлечением вычислительной техники, стандартных и оригинальных программ.

3 Взаимосвязь учебных дисциплин

Изучение курса «Теоретические основы технологических процессов» базируется на знаниях полученных студентами в курсах «Физики», «Математики», «Теоретической механики», «Физической химии». «Инженерной графики», «Инженерная термодинамика и теплотехника». Знания об основах технологических процессов при изучении «Процессов и аппаратов химической технологии», «Моделирование объектов и систем», «Машины и аппараты химических производств», «Инженерной химии».

РАЗДЕЛ 1. Назначение курса «Явления переноса». Взаимосвязь курса «Явления переноса импульса» с другими дисциплинами. Технология и технологический процесс. Классификация основных процессов химической технологии. Величины, описывающие процесс (экстенсивные и интенсивные). Понятие о субстанции. Концентрация субстанции. Понятие о среде. Гомогенная и гетерогенная система. Основные свойства среды (жидкости).

1. Назначение курса «Явления переноса» Цель и задачи учебной дисциплины

1.1 Цель преподавания дисциплины

Курс «Теоретические основы технологических процессов» является основной дисциплиной теоретической общеинженерной подготовки инженеров–механиков. Цель преподавания курса состоит в подготовке инженеров–механиков, овладевших теоретическими основами технологических процессов, освоивших закономерности переноса количества движения, энергии и массы, и кинетические закономерности переноса субстанции в однофазных и многофазных системах.

1.2 Задачи изучения дисциплины

Задачами изучения дисциплины является достижение студентами:

– знания общих закономерностей технологических процессов, путей интенсификации и основных направлений развития высокоэффективных процессов;

– умения определять кинетические закономерности технологических процессов, провести исследования в экспериментальных и производственных условиях процессов различного технологического назначения, обрабатывать и анализировать полученную информацию с целью разработки рекомендаций для ведения процесса, при изменении конструкции оборудования;

– навыков выполнения проектных работ и технологических расчетов оборудования с привлечением вычислительной техники, стандартных и оригинальных программ.

2 Взаимосвязь учебных дисциплин

Изучение курса «Теоретические основы технологических процессов» базируется на знаниях полученных студентами в курсах «Физики», «Математики», «Теоретической механики», «Физической химии». «Инженерной графики», «Инженерная термодинамика и теплотехника». Знания об основах технологических процессов при изучении «Процессов для переработки твердых, жидких и газообразных продуктов», «Моделирование объектов и систем», «Машины и аппараты для переработки твердых, жидких и газообразных продуктов», «Инженерной химии».

3 Технология и технологический процесс

Любое производство (вне зависимости от отрасли промышленности) предназначено для переработки сырья в необходимый для человеческого общества продукт.

Такое превращение осуществляется по определенной технологии. Дословный перевод с греческого слова технология означает «описание умения». Это констатация принципа «знаю как» или «ноу хау».

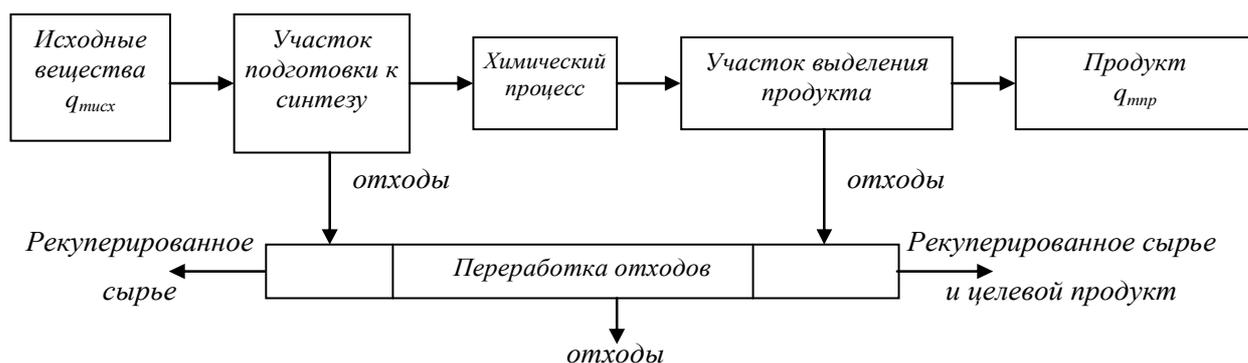


Рисунок 1.1 – Типичная технологическая схема химического производства

Технология представляет собой логическую последовательность технологических процессов, осуществление которых приводит к образованию продуктов.

Технологический процесс – целенаправленное воздействие на перерабатываемые материалы с целью изменения их качественных показателей. Технологические процессы для своей реализации требуют определенное количество ресурсов (материальных и энергетических). Эффективность производства зависит от рационального использования этих ресурсов.

Химическая промышленность предназначена для производства веществ, которые не встречаются в природе. Получение таких веществ осуществляется в химических реакторах. Поэтому в технологической схеме химического производства присутствует хотя бы один химический реактор. Все процессы (и оборудование), используемые до химического реактора, предназначены для подготовки сырья к химическому превращению. К сожалению, в большинстве химических реакций образуются целевые продукты и побочные вещества. Поэтому после химического реактора используются процессы для извлечения целевых продуктов из полученной в химическом реакторе смеси. В результате реализации технологии (помимо целевого продукта), образуется некоторое количество отходов.

Для осуществления технологических процессов необходимо технологическое оборудование. Все технологические процессы осуществляются в соответствующем оборудовании. Через оборудование проходят потоки различных исходных веществ и различных видов энергии. В ходе технологиче-

ского процесса происходит преобразование и трансформация используемых материалов и всех видов энергии.

Для грамотного проектирования технологий, оборудования для реализации процессов и создания систем автоматизированного управления технологиями необходимо знать закономерности, в соответствии с которыми протекают технологические процессы. Предлагаемый курс предполагает изучение основных закономерностей осуществления процессов.

4 Классификация основных процессов химической технологии.

Все разновидности процессов, используемых в химической промышленности, можно разделить на две большие группы:

1. Физические процессы. Такие воздействия на перерабатываемые вещества, которые приводят к изменению качественных показателей сред, но не приводят к образованию новых веществ, которых нет в исходном сырье.

2. Химические процессы. Такие воздействия на перерабатываемые вещества, которые приводят к образованию веществ, отсутствующих в исходных материалах.

Физические процессы подразделяются на четыре большие группы (в зависимости от природы законов, которыми описывается поведение процесса):

1. Гидродинамические (описываются законами гидродинамики).

2. Тепловые (описываются законами теплопереноса).

3. Массообменные (описываются законами массопереноса)

4. Механические (описываются законами механики твердого тела).

На участках подготовки сырья и извлечения целевого продукта используются, в основном, физические процессы. Однако в ряде случаев могут использоваться и химические процессы.

Химические процессы также подразделяются на несколько групп. Детальное изучение закономерностей протекания этих процессов входит в образовательную программу обучения химиков-технологов и механиков. Однако разработкой конструкций химических реакторов приходится механикам.

Чаще всего в объеме оборудования осуществляются несколько процессов одновременно. Название оборудования определяет целевой процесс, происходящий внутри оборудования.

Перерабатываемые вещества перемещаются внутри оборудования от входа в объект к его выходу (гидродинамический процесс). Поэтому все материалы, перерабатываемые в химической промышленности, переводятся в состояние, позволяющее их транспортировать. Перемещение обычно сопровождается целевым воздействием (например, нагреванием). Транспорт перерабатываемых материалов всегда сопровождает любой технологический процесс.

5 Величины, описывающие процесс (экстенсивные и интенсивные)

Задача курса «Явления переноса импульса и энергии» состоит в количественном описании процесса. С этой целью необходимо охарактеризовать величины, используемые для качественного описания процессов. Все величины можно разделить на две группы: экстенсивные и интенсивные. К экстенсивным относятся величины, значение которых зависит от размеров объекта (например, объем системы, ее масса, вес, сила инерции, сила давления и т.д.). К интенсивным величинам относятся такие, значение которых не зависит от размера объекта: плотность, концентрация, давление, температура, скорость и т.д.). Значение интенсивной величины может быть, тем не менее, различным в разных точках объема объекта.

Технологический процесс протекает в том случае, когда существует разность между значениями какой либо интенсивной величины в различных точках объема объекта, либо существует разница между текущим значением интенсивной величины и ее значением, соответствующим состоянию равновесия. Эта разница в значениях называется движущей силой процесса.

Определение экстенсивных и интенсивных величин. Положим, что субстанция тождественно равна массе системы, тогда

$$S \equiv M ; M = \rho \cdot V \quad [\text{кг}] \quad (1.1)$$

Количество тепла:

$$S = Q_t ; Q_t = c_p \cdot \rho \cdot V \cdot t \quad [\text{Дж}] \quad (1.1)$$

Количество движения:

$$S \equiv M \cdot v = \rho \cdot v \cdot V \quad [\text{кг м/с}] \quad (1.3)$$

Количество распределенного вещества:

$$S \equiv N \rightarrow N = c \cdot V \quad [\text{моль}]; [\text{кг}] \quad (1.4)$$

Одной из основных интенсивных величин характеризующих субстанцию является концентрация ее, т.е. количество субстанции в единице объема.

$$c_s = \frac{S}{V} \quad (1.5)$$

Концентрации массы:

$$c_m = \frac{M}{V} = \frac{\rho \cdot V}{V} = \rho \quad [\text{кг/м}^3] \quad (1.6)$$

Концентрация тепла:

$$c_{Q_t} = \frac{\rho \cdot c_p \cdot t \cdot V}{V} = \rho \cdot c_p \cdot t \quad [\text{Дж/м}^3] \quad (1.7)$$

При постоянных значениях теплоемкости и плотности вещества, концентрация тепла пропорциональна температуре тела.

Концентрация количества движения:

$$c_L = \frac{v \cdot \rho \cdot V}{V} = v \cdot \rho, \quad \frac{\text{кг}}{\text{с} \cdot \text{м}^2} \quad (1.8)$$

Концентрация распределенного вещества:

$$c_N = \frac{c \cdot V}{V} = c, \quad \frac{\text{моль}}{\text{м}^3}, \frac{\text{кг}}{\text{м}^3} \quad (1.9)$$

К интенсивным величинам относятся также давление, напряжения, возникающие в среде при ее движении, скорость и т.д.

6 Понятие о среде

Для количественного описания процессов необходима информация о параметрах процесса (температура, давление и состав материалов, находящихся в оборудовании), а также информация кинетических закономерностях. Все материальные тела состоят из молекул. Молекулы всех веществ находятся на некотором расстоянии друг от друга. Это означает, что материя имеет дискретный характер. Однако в любом производстве перерабатывается огромное количество молекул, что освобождает от необходимости описывать взаимодействие отдельных молекул. Среда, с которой мы имеем дело рассматривается как сплошная с непрерывно распределенной в пространстве. Непрерывно распределены и параметры характеризующие состояние системы и свойства веществ.

Необходимым условием всякого изучения является понимание природы среды, в которой мы собираемся изучать явления. Каждая система, состоящая из нескольких компонентов, по своему составу может быть гомогенной системой, или фазой, либо гетерогенной системой. Фаза имеет четкую границу раздела, называемую межфазной поверхностью, отделяющую ее от других фаз. На межфазной поверхности происходит скачкообразное изменение свойств системы.

Гомогенная система – состоит из одной фазы, свойства такой системы ни в одной точке ее объема не претерпевают скачкообразного изменения.

Гетерогенная система состоит из нескольких фаз. Каждая фаза может существовать в нескольких физических состояниях. Состояние определяется по характеру поведения фазы в поле действия сил тяжести. Различают три физических состояния:

- 1) твердое, в этом состоянии фаза способна сохранять свою форму;
- 2) жидкое, фаза не способна сохранять форму и принимает форму сосуда, в котором находится и имеет межфазную поверхность;
- 3) газообразное, фаза распространяется во все стороны и занимает весь предоставленный ей объем.

Жидкости и газы по своему свойству именуемому текучестью, т.е. способностью принимать форму предоставленного объема, относятся к одной группе сред.

Все среды обладают субмикроскопической молекулярной структурой, в которой происходит непрерывное движение элементарных частиц по относительно большим пустотам, что может оказать большое влияние при оценке движение отдельных частиц. Однако при изучении больших потоков вводится допущение, что жидкость является сплошной средой даже при бесконечно малых пределах. При указанных условиях не только свойства жидкости (среды), но и такие характеристики, как скорость, давление, температура, концентрация и т.д. могут рассматриваться как непрерывно меняющиеся на всем протяжении потока, и могут быть определены математически в любой точке.

Гетерогенная система состоит из дисперсной (взвешенной) фазы и дисперсионной (сплошной). В качестве дисперсной фазы принимается фаза, взятая в меньшем объемном количестве. Различают следующие группы гетерогенных систем:

- 1) суспензии - смесь жидкость - твердое тело;
- 2) эмульсии - смесь жидкость-жидкость (взаимонерастворимые);
- 3) пены - смесь жидкости и газа (количество газа превышает количество жидкости);
- 4) гетерогенные газы - пыль, дым, туман.

Суспензии разделяются по крупности частиц твердой фазы: на грубые с диаметром частиц более 100 микрон, тонкие с диаметром частиц от 0,5 до 100 микрон (краски), мути - размер частиц до 0,5 микрон, коллоидные растворы.

Пыль – размер частиц твердой фазы более микрона, дым – размер частиц 0,3 микрона. Туман взвесь жидких частиц в газе.

В технологической схеме перерабатываемые вещества передаются последовательно из одного вида оборудования в другое. Поэтому предпочтение при переработке отдается материалам, обладающим способностью перемещаться по каналам различной формы (трубопроводам), все единицы оборудования соединены друг с другом коммуникациями (преимущественно). К этой категории сред относятся жидкости и газы. В том случае, когда приходится использовать твердые вещества, их переводят в состояние позволяющее перемещать их в оборудовании и по трубопроводам. Например, твердые вещества расплавляют, либо для придания подвижности используют суспензии (смесь жидкости и твердого материала).

7 Свойства среды (жидкости).

Различают следующие основные свойства жидкостей.

Плотность - масса объема жидкости

$$\rho = \frac{M}{V} \left[\frac{\text{кг}}{\text{м}^3} \right] \quad (1.10)$$

Удельный вес - вес единицы объема жидкости

$$\gamma = \frac{G}{V} \left[\frac{\text{Н}}{\text{м}^3} \right] \quad (1.11)$$

Масса и вес связаны соотношением:

$$M = \frac{G}{g} \quad (1.12)$$

и тогда, после подстановки всех значений в уравнение (1.12), получим

$$\rho = \frac{\gamma}{g} \quad \text{или} \quad \gamma = \rho \cdot g$$

Плотность и удельный вес капельных жидкостей сравнительно мало изменяется под действием давления или при изменении температуры. Плотность газов с достаточной степенью точности может быть рассчитана (при отсутствии опытных данных) на основании уравнения состояния идеального газа (Клапейрона - Менделеева):

$$p \cdot V = \frac{m}{M_M} = R \cdot T \quad \rho = \frac{p \cdot M_M}{m \cdot RT} \quad (1.13)$$

Объем занимаемый единицей массы газа, или величина обратная плотности, называется удельным объемом:

$$v = \frac{V}{M} = \frac{1}{\rho} = \frac{RT}{pM_M} \quad (1.14)$$

Сжимаемость-свойство жидкости изменять свой объем при изменении внешнего под действием давления. Характеризуется коэффициентом сжимаемости:

$$\beta_p = - \frac{\Delta V}{\Delta V_0} \cdot \frac{1}{\Delta p} \quad \left[\frac{\text{м}^2}{\text{Н}} \right] \quad (1.15)$$

где ΔV - изменение объема, Δp - величина давления вызвавшая изменение объема. $K = \frac{1}{\beta_p}$ - Объемный модуль упругости, $K_{H_2O} = 2 \cdot 10^{11}$ Па.

Температурное расширение - свойство жидкости изменять свой объем при изменении ее температуры. Это изменение характеризуется коэффициентом объемного расширения:

$$\beta_T = \frac{\Delta V}{\Delta V_0} \cdot \frac{1}{\Delta T} \quad (1.16)$$

где ΔT -изменение температуры вызвавшее изменение объема, для воды

$$\beta_{T_{H_2O}} = 14 \cdot 10^{-6} \text{ 1/град.} \quad \rho = \frac{\rho_0}{1 + \beta_T (T + T_0)} \quad (1.17)$$

Поверхностное натяжение – оценивает работу, которую необходимо затратить на образование единицы поверхности раздела при дроблении жид-

кости на капли. Под действием поверхностного натяжения капли жидкости стремятся принять сферическую форму. Давление на поверхности раздела фаз определяется по соотношению:

$$p = \frac{2\sigma}{r} \qquad \frac{Дж}{м^2} = \frac{Н}{м} \quad (1.18)$$

Вязкость – способность жидкости оказывать сопротивление усилиям, вызывающим относительное перемещение ее частиц. При движении жидкости в ней возникают силы внутреннего трения, оказывающие сопротивление движению. Оценивается динамическим коэффициентом вязкости μ либо кинематическим коэффициентом вязкости ν . Эти коэффициенты связаны между собой соотношением:

$$\nu = \frac{\mu}{\rho} \quad (1.19)$$

Вязкость капельных жидкостей падает с ростом температуры. Это изменение может быть оценено с помощью правила Андраде:

$$\ln \mu = A + \frac{B}{T} \quad (1.20)$$

где A, B константы определяемые экспериментально, по двум значениям вязкости при различных температурах. Вязкость газов растет с ростом температуры.

Теплоемкость c_p - количество тепла необходимое для нагрева единицы массы среды на один градус, кал/г град; ккал/кг град; Дж/кг град; кДж/кг град.

Коэффициент теплопроводности λ представляет количество тепла, передаваемое в единицу времени через единицу поверхности при изменении температуры на один градус на единицу длины (при градиенте температуры равном единице), *вт/м град; ккал/м час град.*

Коэффициент температуропроводности определяется по соотношению:

$$a = \frac{\lambda}{c_p \cdot \rho}; [м^2 / с] \quad (1.21)$$

Коэффициент диффузии D - количество вещества переносимое в единицу времени через единицу поверхности при градиенте концентраций равном единице $[м^2 / с]$

Коэффициенты a, ν, D называются коэффициентами переноса.

Касательное напряжение называется напряжением трения:

$$\tau = \frac{T}{\Delta F} \quad (1.22)$$

Единицы измерения P и τ одинаковы: $Н/м^2; кгс/см^2$.

В разделе названы свойства индивидуальных компонентов. В том случае, когда система состоит из нескольких компонентов, свойства системы определяются по уравнениям, приведенным в справочной литературе [2].

РАЗДЕЛ 2. Общие принципы анализа процессов. Силы, действующие в жидкости. Характеристики движения жидкости. Основные механизмы переноса субстанции

Общие принципы анализа процессов

Субстанция – (сущность) то, что лежит в основе, объективная реальность; материя в единстве всех форм ее движения, нечто относительно устойчивое; то, что существует само по себе, не зависит ни от чего другого. К категории субстанции относится сама материя. К числу остальных видов субстанции относятся различные виды движения, например, количество движения, различные виды энергии тепловая, кинетическая потенциальная и другие.

Материя может состоять из одного или нескольких компонентов. Чаще всего имеет место многокомпонентные системы. Одной из таких систем является воздух. Когда воздух рассматривается как единая система, то он считается однокомпонентной системой.

В том случае, когда возникает необходимость наблюдать поведение каждого компонента воздушной системы, каждая составляющая воздушной системы рассматривается как распределенная компонента. В этом случае необходимо описывать поведение каждого компонента. Например, при разделении воздуха на отдельные газы, составляются уравнения описывающие поведение каждого компонента. Каждый компонент рассматривается как распределенное во всем объеме системы вещество.

В соответствии с законами сохранения субстанция не может бесследно исчезать, либо появляться без причины. Она может перемещаться в пространстве, и это перемещение может сопровождаться превращением ее в другие формы. Поэтому в основе анализа явлений происходящих при осуществлении технологических процессов лежит процедура составления балансовых соотношений по различным формам субстанции, за которыми ведется наблюдение в ходе технологического процесса.

В основе анализа любых технологических процессов лежат законы сохранения субстанции. В соответствии с этими правилами субстанция не исчезает, но в ходе процесса транспортируется, переходит из одной формы в другую, может генерироваться в ходе в некоторых случаях (например, в химических реакциях) и накапливаться (в процессах нестационарных). Задача анализа заключается в составлении балансовых уравнений для объекта и дальнейшего их решения и обсуждения полученных результатов.

Процедура составления балансовых соотношений зависит от характеристики объекта.

Все объекты можно разделить на две группы.

1. Объекты с сосредоточенными параметрами. В этих объектах все параметры, характеризующие объект имеют одинаковое значение по всему объему. В следующий момент времени они могут поменять свое значение, оставаясь

одинаковыми по всему объему). Для таких объектов балансовые соотношения составляются для всего объема.

2. Объекты с рассредоточенными параметрами. К числу таких объектов относится большинство. В таких объектах параметры непрерывно распределены по всему объему и меняются по времени и координатам. Для таких объектов балансовые соотношения составляются для выделенного микрообъема системы. Размеры выбираются в соответствии с правилом разложения функции в ряд Тейлора. Математическое обоснование для этого представляет правило разложения функции в ряд Тейлора:

$$f(x + \Delta x) = f(x) + \frac{1}{1!} \cdot \frac{\partial f(x)}{\partial x} \cdot \Delta x + \frac{1}{2!} \cdot \frac{\partial^2 f(x)}{\partial x^2} \cdot (\Delta x)^2 + \dots \quad (2.1)$$

При анализе явлений используется линейная часть разложения функции в ряд Тейлора. В соответствии с требованиями разложения в ряд Тейлора выделим в движущейся среде микроэлемент с размерами граней dx , dy , dz и составим для него уравнение энергетического баланса.

Балансовые соотношения имеют вид:

$$\sum_{i=1}^n F_i = 0 \quad (2.2)$$

Характер слагаемых входящих в балансовые соотношения определяется природой рассматриваемого явления.

Силы, действующие в жидкости

Вследствие текучести жидкости (подвижности ее частиц) в ней не могут действовать сосредоточенные силы, а возможно лишь действие сил, непрерывно распределенных по ее объему (массе) или по поверхности. В связи с этим силы, действующие на рассматриваемые объемы жидкости и являющиеся по отношению к ним внешними, разделяют на массовые (объемные) и поверхностные.

Массовые силы пропорциональны массе жидкого тела (сила тяжести, силы инерции и т.д.)

Поверхностные силы непрерывно распределены по поверхности жидкости и при равномерном их распределении пропорциональны величине этой поверхности. Эти силы обусловлены непосредственным воздействием соседних объемов жидкости на данный объем или же воздействием других тел соприкасающихся с данным жидким телом.

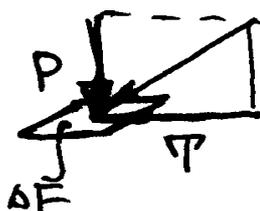


Рис. 2.1 Нормальные и касательные силы

В общем случае поверхностная сила, действующая на площадку ΔF под некоторым углом, раскладывается на нормальную P и тангенциальную T (касательную). Первая, если она направлена внутрь объема, называется силой давления, вторая – силой трения. Массовые и поверхностные силы рассматриваются обычно в виде единичных сил, т.е. отнесенных к соответствующим единицам. Массовые силы относят к единице массы, поверхностные к единице поверхности.

$$\frac{G}{M} = g \quad \text{Единичная массовая сила численно равна соответствующему}$$

ускорению, единичная поверхностная сила называется напряжением поверхностной силы. Нормальное напряжение:

$$\sigma = p = \frac{P}{\Delta F}, \quad \text{Па} \quad (2.3)$$

называется гидромеханическим (в случае покоя – гидростатическим) давлением или просто давлением. Если давление отсчитывается от нуля оно называется абсолютным, если отсчитывается от атмосферного, то его называют избыточным (или манометрическим).

Касательное напряжение

$$\tau = \frac{T}{\Delta F}. \quad (2.4)$$

Характеристики движения жидкости.

Жидкой частицей называется малый объем жидкости или газа, который при движении деформируется и масса которого не смешиваются с окружающей средой.

Движение жидкости характеризуется рядом геометрических и кинематических характеристик.

Скорость оценивает путь, пройденный частицей в единицу времени:

$$v = \frac{\Delta l}{\Delta \tau}. \quad (2.5)$$

Ускорение оценивает, с какой быстротой меняется скорость частицы:

$$a = \frac{\Delta v}{\Delta \tau} \quad a_i = a(x, y, z, \tau) \quad (2.6)$$

Ускорения вдоль координатных осей равны:

$$a_x = \frac{\partial v_x}{\partial \tau} + \frac{\partial v_x}{\partial x} \frac{\partial x}{\partial \tau} + \frac{\partial v_x}{\partial y} \frac{\partial y}{\partial \tau} + \frac{\partial v_x}{\partial z} \frac{\partial z}{\partial \tau} \quad \text{или} \quad a_x = \frac{\partial v_x}{\partial \tau} + v_x \frac{\partial v_x}{\partial x} + v_y \frac{\partial v_x}{\partial y} + v_z \frac{\partial v_x}{\partial z}.$$

Частная производная $\frac{\partial v}{\partial \tau}$ выражает местное или локальное ускорение. Совокупность остальных членов в формулах называют конвективным ускорением.

$$\frac{\partial v}{\partial x} + \frac{\partial v}{\partial y} + \frac{\partial v}{\partial z}.$$

Линией тока называется кривая, в каждой точке которой в данный момент времени вектор скорости направлен по касательной:



Рис. 2.2 Линия тока в жидкости

При установившемся движении линии тока совпадают с траекториями жидких частиц.

Совокупность линий тока, проведенных через малый замкнутый контур, образует элементарную трубку тока. Часть потока заключенная внутри трубки тока называется элементарной струйкой.



Рис. 2.3 Элементарная струйка

Потоки конечных размеров рассматриваются как совокупность элементарных струек. Если в потоке провести сечение нормальное линиям тока в каждой его точке, то такое сечение называется живым сечением.

Объемным потоком трубки тока называется величина:

$$dq_v = v \cdot dF$$

поток вектора скорости через поверхность F определяется формулой:

$$q_v = \int_F v \cdot dF, \quad \text{м}^3/\text{с}. \quad (2.7)$$

и называется объемным расходом через поверхность. Массовый расход будет равен: $q_m = \rho \cdot q_v, \quad \text{кг/с} \quad (2.8)$

Основные механизмы переноса субстанции.

Перенос любое субстанции (массы, энергии, импульса и т.п.) может происходить как молекулярным, так и молярным (конвективным) путём. Оба переноса имеют разную физическую природу. Молекулярный перенос происходит при помощи хаотического молекулярного движения; по своей физической природе этот вид перенос обусловлен молекулярным перемешиванием. Таким образом, происходит выравнивание концентрации субстанции путём молекулярного перемешивания.

Конвективный (молярный) перенос происходит за счёт видимого движения всей среды.

Законы молекулярного переноса субстанции.

Если концентрация скалярной или векторной субстанции изменяется в пространстве, занятом гомогенной смесью, то возникают молекулярные потоки субстанции, которые являются потоками низшей ступени иерархии потоков. При этом будет возникать направленное движение молекул или их потоки, которые будут переносить субстанцию, т.е. определённые экстенсивные величины, характеризующие молекулярное движение.

Сначала рассмотрим молекулярные потоки. Концентрация субстанции образует непрерывное поле $c = c(x, y, z)$

Проводя нормаль к изосубстанцииальной поверхности в точке М, найдём отношение приращения концентрации субстанции $\Delta c = c_2 - c_1$ к приращению расстояния по нормали Δn : $\frac{\Delta c}{\Delta n}$, определив предел этого отношения, получим:

$$\lim_{\Delta n \rightarrow 0} \frac{\Delta c}{\Delta n} = \frac{\partial c}{\partial n} = \text{grad}c \quad (2.9)$$

Полученное выражение называется градиентом концентрации субстанции. Для трехмерного пространства градиент равен:

$$\text{grad}c = \frac{\partial c}{\partial x} + \frac{\partial c}{\partial y} + \frac{\partial c}{\partial z} \quad (2.10)$$

Градиент – вектор, показывающий направления наискорейшего изменения данного поля субстанции. Вычислим градиенты различных видов субстанции:

Количество вещества (концентрация)

$$\text{grad}c_i = \frac{\partial c_i}{\partial x}, \quad [\text{оль}/\text{м}^4]. \quad (2.11)$$

Тепла (температуры)

$$\text{grad}T = \frac{\partial T}{\partial n}, \quad [^{\circ}\text{C}/\text{м}]. \quad (2.12)$$

Градиент скорости сдвига: $\text{grad}v = \frac{\partial v}{\partial n}, \quad [1/\text{C}]. \quad (2.13)$

Наличие разности концентраций между соседними концентрационными поверхностями приведет к появлению молекулярных потоков, которые будут тем больше, чем выше градиент концентрации. Перемещение субстанции происходит в направлении падения концентрации субстанции. Роль движущей силы процесса переноса играет градиент концентрации.

Таким образом, закон молекулярного переноса можно сформулировать следующим образом: плотность потока субстанции пропорциональна градиенту концентрации.

Плотность потока субстанции равна $j \equiv -k \cdot \text{grad}C$. Знак минус показывает, что перенос идёт в сторону убыли концентрации субстанции.

j – плотность потока субстанции; k – коэффициент переноса. Физический смысл коэффициента переноса – количество субстанции, переносимое в еди-

ницу времени через единицу поверхности при градиенте концентрации, равном единице.

Рассмотрим отдельно каждый из рассматриваемых видов субстанции:

$$j \equiv j_t = -\lambda \cdot \frac{\partial T}{\partial n} \text{ - закон Фурье} \quad (2.14)$$

$$-\lambda \cdot \frac{\partial T}{\partial n} \text{ - если одномерное течение}$$

λ - коэффициент теплопроводности – количество тепла, переносимое в единицу времени через единицу поверхности при градиенте температуры, равном единице, $\frac{Вт}{м \cdot град}$.

Тепловой поток равен

$$q_t = j_t \cdot F = -\lambda \cdot F \cdot \frac{\partial T}{\partial n}, \quad Вт \quad (2.15)$$

Количество вещества

$$j \equiv j_N = -D \cdot \frac{\partial c}{\partial n} \text{ - закон Фика.} \quad (2.16)$$

D – коэффициент молекулярной диффузии – количество вещества, переносимое в единицу времени через единицу поверхности при градиенте концентрации, равному единице, $\frac{м^2}{с}$

Поток распределенного вещества

$$q \equiv j_N \cdot F = -D \cdot F \cdot \frac{\partial c}{\partial n}, \quad \frac{моль}{м^2 \cdot с} \quad (23.17)$$

Поток количества движения (сила внутреннего трения):

$$q_L \equiv T = -\mu \cdot F \cdot \frac{\partial v}{\partial n}, \text{ закон Ньютона – Петрова (общепринятая форма записи).}$$

τ - касательное напряжение, $\left[\frac{Н}{м^2} \right]$. Физический смысл динамиче-

ского коэффициента вязкости μ – количество движения передаваемого в единицу времени через единицу поверхности при градиенте скорости, равному 1. Единицы измерения $Па \cdot с$

Закон конвективного переноса

Конвективный перенос возникает, если среда движется в определенном направлении с некоторой скоростью. Поток сплошной среды определяется как массовый расход:

$$q_m = v \cdot F \cdot \rho_m = q_v \cdot \rho \quad (2.18)$$

количества движения определяется по уравнению:

$$q_l = v \cdot F \cdot \rho_m = q_m \cdot v \quad (2.19)$$

Поток теплоты за счет конвекции определяется соотношением:

$$q_t = v \cdot F \cdot \rho \cdot c_p \cdot t = q_V \cdot \rho \cdot c_p \cdot t = q_m \cdot c_p \cdot t, [Bm] \quad (2.20)$$

Поток распределенного вещества

Поток распределенного вещества равен:

$$q_N = v \cdot F \cdot c = q_V \cdot c \quad (2.21)$$

РАЗДЕЛ 3. Уравнение неразрывности. Расходы жидкости (объемный и массовый), средняя скорость. Уравнения Навье – Стокса. Уравнения конвективного тепло- и массопереноса. Частные случаи дифференциальных уравнений переноса. Дифференциальные уравнения гидростатики. Уравнение Бернулли. Процессы в телах регулярной формы (стационарные и динамические). Распределение температур в плоской стенке, цилиндрической, в цилиндре, шаре.

Уравнение неразрывности

Это уравнение устанавливает зависимость между скоростями в потоке жидкости, для которого соблюдается условие сплошности или неразрывности течения. Выделим в пространстве прямоугольный параллелепипед с гранями размером вдоль осей координат соответственно dx , dy , dz . Грани параллельны соответствующим осям. Составляющие скорости потока вдоль ox , oy , oz . Составим уравнение материального баланса для выделенного элементарного объема.

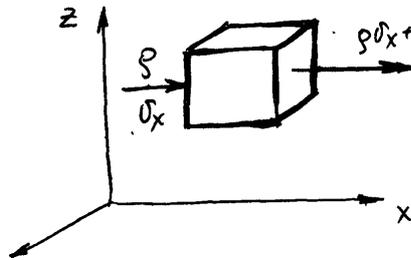


Рис. 3.1 Расчетная схема для вывода уравнения неразрывности. Показано изменение вдоль одной оси

Уравнение материального баланса для выделенного элемента будет выглядеть

$$\begin{pmatrix} \text{скорость} \\ \text{накопления} \\ \text{вещества} \\ \text{в} \\ \text{объеме} \end{pmatrix} = \begin{pmatrix} \text{скорость} \\ \text{подвода} \\ \text{вещества} \\ \text{в} \\ \text{объем} \end{pmatrix} + \begin{pmatrix} \text{скорость} \\ \text{вывода} \\ \text{вещества} \\ \text{из} \\ \text{объема} \end{pmatrix} \quad (3.2)$$

Выразим количественно каждую составляющую уравнения (3.2).

$$\begin{pmatrix} \text{Скорость} \\ \text{накопления} \\ \text{вещества} \\ \text{в} \\ \text{объеме} \end{pmatrix} = dx \cdot dy \cdot dz \cdot \frac{\partial \rho}{\partial \tau} \quad (3.3)$$

Скорость подвода $\rho \cdot v_x \cdot dy \cdot dz + \rho \cdot v_y \cdot dx \cdot dz + \rho \cdot v_z \cdot dx \cdot dy$ (3.4)

Скорость отвода:

$$\left[\rho \cdot v_x + \frac{\partial}{\partial x}(\rho \cdot v_x) dx \right] dy \cdot dz + \left[\rho \cdot v_y + \frac{\partial}{\partial y}(\rho \cdot v_y) dx \right] dx \cdot dz + \left[\rho \cdot v_z + \frac{\partial}{\partial z}(\rho \cdot v_z) dz \right] dx \cdot dy. \quad (3.5)$$

После подстановки значений скоростей в уравнение (3.2) и преобразований, получим:

$$\frac{\partial \rho}{\partial \tau} + \frac{\partial}{\partial x}(\rho \cdot v_x) + \frac{\partial}{\partial y}(\rho \cdot v_y) + \frac{\partial}{\partial z}(\rho \cdot v_z) = 0 \quad (3.6)$$

Если плотность по всем направлениям одинакова, т.е. жидкость не сжимаема, то уравнение примет вид:

$$\frac{\partial \rho}{\partial \tau} + \rho \left(\frac{\partial v_x}{\partial x} + \frac{\partial v_y}{\partial y} + \frac{\partial v_z}{\partial z} \right) = 0 \quad (3.7)$$

Для стационарного режима будем иметь:

$$\frac{\partial \rho}{\partial \tau} = 0 \quad \text{и} \quad \frac{\partial v_x}{\partial x} + \frac{\partial v_y}{\partial y} + \frac{\partial v_z}{\partial z} = 0, \text{ или } \Rightarrow \operatorname{div} v = 0$$

Для одномерного движения жидкости (наиболее часто используемое на практике) интегрирование уравнения (3.7) дает: (при постоянном живом сечении потока)

$$\rho v = \text{const}; \quad \rho \cdot v \cdot F = \text{const} \quad (3.8)$$

Если сечение потока переменено по его длине, то будем иметь:

$$\rho_1 v_1 \cdot F_1 = \rho_2 \cdot v_2 \cdot F_2 = \rho_3 \cdot v_3 \cdot F_3; \quad v \cdot F_1 = v_2 \cdot F_2 = v_3 \cdot F_3 \quad (3.9)$$

Это уравнение неразрывности в интегральной форме.

Вывод уравнения Навье-Стокса

Рассматривается движение ньютоновской жидкости под действием некоторого набора сил. К числу таковых относятся сила тяжести, сила вязкого трения, сила инерции, сила давления. Уравнения выводятся для последующего определения скорости движения жидкости под действием отмеченного набора сил. Скорость не относится к субстанции, но является ее характеристикой. Поэтому в данном случае необходимо составить уравнения сохранения по одному виду субстанции связанному со скоростью движения. Простейшим видом субстанции связанным со скоростью движения является количество движения.

Составим уравнение баланса, выделенного объема жидкости, по количеству движения. Количество движения переносится в жидкости совместным действием конвекции и градиентного движения.

Уравнение баланса для микрообъема:

$$\begin{pmatrix} \text{Скорость} \\ \text{накопления} \\ \text{теплоты} \\ \text{в объеме} \end{pmatrix} = \begin{pmatrix} \text{Скорость} \\ \text{поступления} \\ \text{тепла} \\ \text{в объеме} \end{pmatrix} - \begin{pmatrix} \text{Скорость} \\ \text{отвода} \\ \text{тепла} \\ \text{из объема} \end{pmatrix} \quad (3.10)$$

Цель вывода состоит в установлении закономерностей изменения скорости движения жидкости под действием сил, вызывающих это движение. Для этого рассмотрим баланс количества движения для элементарного объема жидкости. В словесной форме это соотношение имеет вид:

$$\begin{pmatrix} \text{Скорость} \\ \text{накопления} \\ \text{количества} \\ \text{движения} \end{pmatrix} = \begin{pmatrix} \text{Скорость} \\ \text{поступления} \\ \text{количества} \\ \text{движения} \end{pmatrix} - \begin{pmatrix} \text{Скорость} \\ \text{отвода} \\ \text{количества} \\ \text{движения} \end{pmatrix} + \begin{pmatrix} \text{Сумма} \\ \text{сил,} \\ \text{действующих} \\ \text{на - систему} \end{pmatrix} \quad (3.11)$$

Рассмотрим, как определяется каждое слагаемое в уравнении. Для примера ограничимся составлением балансового уравнения вдоль оси x . Остальные уравнения могут быть составлены по аналогии. Определим сначала конвективные составляющие. Скорость поступления количества движения через грань с координатой x :

$$\rho v_x v_x dydz, \quad (3.12)$$

а скорость вывода количества движения через грань с координатой $x + dx$:

$$\left[\rho v_x v_x + \frac{\partial}{\partial x} (\rho v_x v_x) dx \right] dydz. \quad (3.13)$$

Скорость, с которой количество движения поступает через грань с координатой y :

$$\rho v_y v_x dx dz, \quad (3.14)$$

а скорость вывода количества движения через грань с координатой $y + dy$ равна:

$$\left[\rho v_y v_x + \frac{\partial}{\partial y} (\rho v_y v_x) dy \right] dx dz. \quad (3.15)$$

Скорость поступления количества движения через грань с координатой z :

$$\rho v_z v_x dx dy. \quad (3.16)$$

Скорость вывода количества движения через грань с координатой $z + dz$

$$\text{равна: } \left[\rho v_z v_x + \frac{\partial}{\partial z} (\rho v_z v_x) dz \right] dx dy. \quad (3.17)$$

Просуммируем все слагаемые, оценивающие конвективный перенос, и определим его результирующую:

$$-\left[\frac{\partial}{\partial x} (\rho v_x v_x) + \frac{\partial}{\partial y} (\rho v_y v_x) + \frac{\partial}{\partial z} (\rho v_z v_x) \right] dx dy dz. \quad (3.18)$$

перейдем теперь к определению молекулярных составляющих. Скорость поступления через грань с координатой x : $\tau_{xx} dydz$. (3.19)

Скорость вывода через грань с координатой $x + dx$:

$$\left(\tau_{xx} + \frac{\partial \tau_{xx}}{\partial x} dx \right) dydz. \quad (3.20)$$

Скорость поступления количества движения через грань с координатой y :

$$\tau_{yx} dx dz. \quad (3.21)$$

Скорость вывода количества через грань с координатой $y + dy$:

$$\left(\tau_{yx} + \frac{\partial \tau_{yx}}{\partial y} dy \right) dx dz. \quad (3.22)$$

Скорость поступления количества движения через грань с координатой z :

$$\tau_{zx} dx dy. \quad (3.23)$$

Скорость вывода количества движения через грань с координатой $z + dz$:

$$\left(\tau_{zx} + \frac{\partial \tau_{zx}}{\partial z} dz \right) dx dy. \quad (3.24)$$

Определяем результирующую молекулярного переноса количества движения:

$$-\left(\frac{\partial \tau_{xx}}{\partial x} + \frac{\partial \tau_{yx}}{\partial y} + \frac{\partial \tau_{zx}}{\partial z} \right) dx dy dz. \quad (3.25)$$

В большинстве случаев, наиболее важными при рассмотрении движения являются силы давления и силы тяжести. Давление определяется уравнением состояния и является скалярной величиной. Результирующая сил давления и тяжести будет равна:

$$\left(-\frac{\partial p}{\partial x} + \rho g_x \right) dx dy dz. \quad (3.26)$$

Скорость накопления количества движения в выделенном объеме равна:

$$\frac{\partial(\rho v_x)}{\partial \tau} dz dy dx. \quad (3.27)$$

Подставим значения слагаемых в уравнение (3.11) и после сокращения на величину объема будем иметь:

$$\frac{\partial(\rho v_x)}{\partial \tau} = -\left[\frac{\partial}{\partial x}(\rho v_x v_x) + \frac{\partial}{\partial y}(\rho v_y v_x) + \frac{\partial}{\partial z}(\rho v_z v_x) \right] - \left(\frac{\partial \tau_{xx}}{\partial x} + \frac{\partial \tau_{yx}}{\partial y} + \frac{\partial \tau_{zx}}{\partial z} \right) + \left(-\frac{\partial p}{\partial x} + \rho g_x \right). \quad (3.28)$$

Теперь необходимо подставить в уравнения движения в выражения для напряжений. Для ньютоновских жидкостей эти выражения имеют вид:

$$\begin{aligned}
\tau_{xx} &= -2\mu \frac{\partial v_x}{\partial x} + \frac{2}{3}\mu(\nabla v) & \tau_{xy} = \tau_{yx} &= -\mu \left(\frac{\partial v_x}{\partial y} + \frac{\partial v_y}{\partial x} \right) \\
\tau_{yy} &= -2\mu \frac{\partial v_y}{\partial y} + \frac{2}{3}\mu(\nabla v) & \tau_{yz} = \tau_{zy} &= -\mu \left[\frac{\partial v_y}{\partial z} + \frac{\partial v_z}{\partial y} \right] \\
\tau_{zz} &= -2\mu \frac{\partial v_z}{\partial z} + \frac{2}{3}\mu(\nabla v) & \tau_{zx} = \tau_{xz} &= -\mu \left(\frac{\partial v_z}{\partial x} + \frac{\partial v_x}{\partial z} \right)
\end{aligned} \quad (3.29)$$

После подстановки значений напряжений в уравнение движения:

$$\begin{aligned}
\frac{\partial(\rho v_x)}{\partial \tau} + \left[\frac{\partial}{\partial x}(\rho v_x v_x) + \frac{\partial}{\partial y}(\rho v_y v_x) + \frac{\partial}{\partial z}(\rho v_z v_x) \right] = \\
\frac{\partial}{\partial x} \left[2\mu \frac{\partial v_x}{\partial x} - \frac{2}{3}\mu(\nabla v) \right] + \mu \left(\frac{\partial v_x}{\partial y} + \frac{\partial v_y}{\partial x} \right) + \mu \left(\frac{\partial v_x}{\partial z} + \frac{\partial v_z}{\partial x} \right) - \frac{\partial p}{\partial x} + \rho g_x
\end{aligned} \quad (3.30)$$

Уравнения Навье-Стокса в том виде, в котором представлены в учебнике Касаткина.

$$\begin{aligned}
\frac{\partial v_x}{\partial \tau} + \frac{\partial v_x}{\partial x} \cdot v_x + \frac{\partial v_x}{\partial y} \cdot v_y + \frac{\partial v_x}{\partial z} \cdot v_z &= -\frac{1}{\rho} \frac{\partial p}{\partial x} + \nu \cdot \nabla^2 v \\
\frac{\partial v_y}{\partial \tau} + \frac{\partial v_y}{\partial x} \cdot v_x + \frac{\partial v_y}{\partial y} \cdot v_y + \frac{\partial v_y}{\partial z} \cdot v_z &= -\frac{1}{\rho} \frac{\partial p}{\partial y} + \nu \cdot \nabla^2 v \\
\frac{\partial v_z}{\partial \tau} + \frac{\partial v_z}{\partial x} \cdot v_x + \frac{\partial v_z}{\partial y} \cdot v_y + \frac{\partial v_z}{\partial z} \cdot v_z &= -g - \frac{1}{\rho} \frac{\partial p}{\partial z} + \nu \cdot \nabla^2 v
\end{aligned} \quad (3.31)$$

или

$$\begin{aligned}
\frac{dv_x}{d\tau} &= -\frac{1}{\rho} \frac{\partial p}{\partial x} + \nu \cdot \nabla^2 v \\
\frac{dv_y}{d\tau} &= -\frac{1}{\rho} \frac{\partial p}{\partial y} + \nu \cdot \nabla^2 v \\
\frac{dv_z}{d\tau} &= -g - \frac{1}{\rho} \frac{\partial p}{\partial z} + \nu \cdot \nabla^2 v
\end{aligned} \quad (3.32)$$

Это система уравнений для описания движения вязкой несжимаемой жидкости.

Дифференциальное уравнение конвективного теплообмена

В любой движущейся среде ее температура изменяется вдоль пространственных координат и во времени. В общем случае температурное поле можно описать функциональной зависимостью:

$$t = f(x, y, z, \tau) \quad (3.33)$$

позволяющей рассчитывать температуру в любой момент времени, любой точке пространства. Установление вида функциональной зависимости является одной из основных задач теории теплопереноса.

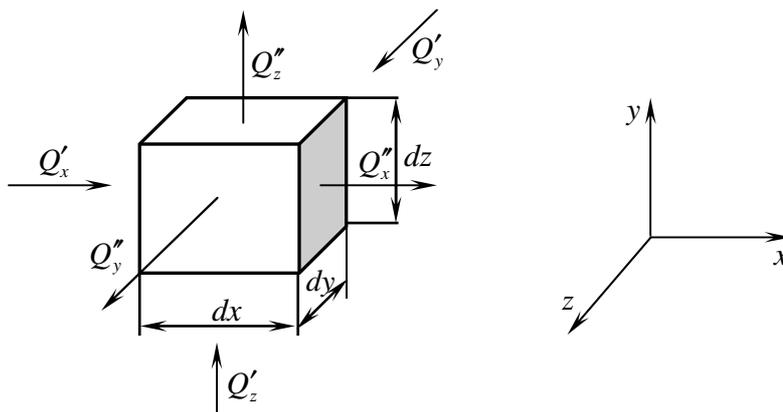


Рис. 3.2 Расчетная схема для вывода уравнения теплообмена

Выделим в потоке жидкости элементарный параллелепипед с ребрами dx , dy и dz . Пусть давление p , плотность ρ жидкости, ее коэффициент теплопроводности λ и удельная теплоемкость c_p постоянны. Постоянство давления означает, что в системе работа не совершается. Температура t жидкости изменяется вдоль координатных осей. Проекции скорости движения v жидкости на оси координат x , y и z составляют v_x , v_y и v_z соответственно. Вывод уравнения производим при условии существования внутренних источников теплоты: $q_v = \text{const}$ (q_v – удельная производительность внутренних источников теплоты).

Составим уравнение теплового баланса параллелепипеда, полагая, что все подведенное к нему тепло затрачивается только на изменение энтальпии вещества, сосредоточенного в микрообъеме. Тепло переносится в жидкости совместным действием конвекции и теплопроводности.

Уравнение баланса для микрообъема:

$$\begin{pmatrix} \text{Скорость} \\ \text{накопления} \\ \text{теплоты} \\ \text{в объеме} \end{pmatrix} = \begin{pmatrix} \text{Скорость} \\ \text{поступления} \\ \text{тепла} \\ \text{в объеме} \end{pmatrix} - \begin{pmatrix} \text{Скорость} \\ \text{отвода} \\ \text{тепла} \\ \text{из объема} \end{pmatrix} \quad (3.34)$$

Вдоль оси x , т. е. через грань $dy \cdot dz$, за время $d\tau$ в параллелепипед поступает за счет конвекции количество тепла:

$$Q_{t_{xk}} = \rho \cdot v_x \cdot dy \cdot dz \cdot c_p \cdot t \cdot d\tau \quad (3.35)$$

Количество тепла, удаляющееся путем конвекции за то же время через противоположную грань параллелепипеда:

$$\begin{aligned}
 Q_{t_{x+dx}} &= Q_{t_{xk}} + dQ_{t_{xk}} = \\
 &= \rho \cdot v_x \cdot dy \cdot dz \cdot c_p \cdot t \cdot d\tau + c_p \cdot \left[\frac{\partial \cdot (\rho \cdot v_x \cdot t)}{\partial x} \cdot dx \right] \cdot dy \cdot dz \cdot d\tau = \\
 &= \rho \cdot v_x \cdot dy \cdot dz \cdot c_p \cdot t \cdot d\tau + \\
 &+ c_p \cdot \left[t \cdot \frac{\partial \cdot (\rho \cdot v_x)}{\partial x} + \rho \cdot v_x \cdot \frac{\partial t}{\partial x} \right] \cdot dx \cdot dy \cdot dz \cdot d\tau
 \end{aligned} \tag{3.36}$$

Тогда разность между количеством поступающего в параллелепипед и удаляющегося из него тепла за время dt в направлении оси x составит:

$$dQ_{t_{xk}} = Q_{t_{xk}} - Q_{t_{x+dx}} = -c_p \cdot \left[t \cdot \frac{\partial(\rho \cdot v_x)}{\partial x} + \rho \cdot v_x \cdot \frac{\partial t}{\partial x} \right] \cdot dx \cdot dy \cdot dz \cdot d\tau \tag{3.37}$$

Аналогично в направлении осей y и z :

$$dQ_{t_{yk}} = -c_p \cdot \left[\frac{\partial(\rho \cdot v_y)}{\partial y} + \rho \cdot v_y \cdot \frac{\partial t}{\partial y} \right] \cdot dx \cdot dy \cdot dz \cdot d\tau \tag{3.38}$$

$$dQ_{t_{zk}} = -c_p \cdot \left[\frac{\partial(\rho \cdot v_z)}{\partial z} + \rho \cdot v_z \cdot \frac{\partial t}{\partial z} \right] \cdot dx \cdot dy \cdot dz \cdot d\tau \tag{3.39}$$

Количество тепла, вносимого в параллелепипед за время $d\tau$ путем теплопроводности, составляет:

$Q_{t_{x\lambda}} = -\lambda \frac{\partial t}{\partial x} \cdot dy \cdot dz \cdot d\tau$ – входящий поток по направлению оси x , где $dy \cdot dz$ – поверхность, через которую проходит тепловой поток по направлению оси x . Количество теплоты, выходящее из элементарного параллелепипеда в направлении оси x :

$$Q_{t_{x\lambda}} = -\lambda \cdot \frac{\partial}{\partial x} \cdot \left(t + \frac{\partial t}{\partial x} dx \right) \cdot dy \cdot dz \cdot d\tau, \tag{3.40}$$

где $\left(t + \frac{\partial t}{\partial x} dx \right)$ – приращение температуры вдоль оси x .

$$dQ_{t_{конв}} = -\rho \cdot c_p \cdot \left(\frac{\partial t}{\partial x} \cdot v_x + \frac{\partial t}{\partial y} \cdot v_y + \frac{\partial t}{\partial z} \cdot v_z \right) \cdot dV \cdot d\tau \tag{3.41}$$

Суммарный тепловой поток за счет теплопроводности, в направлении оси x :

$$dQ_x = \lambda \cdot \frac{\partial^2 t}{\partial x^2} \cdot dx \cdot dy \cdot dz \cdot d\tau \tag{3.42}$$

Составляющая теплового потока за счет теплопроводности по всем трем осям будет равна:

$$dQ_{t_{x\lambda}} = \lambda \cdot \left(\frac{\partial^2 t}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial z^2} \right) \cdot dx \cdot dy \cdot dz \cdot d\tau \text{ или}$$

$$dQ_{t_{x\lambda}} = \lambda \cdot \left(\frac{\partial^2 t}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial z^2} \right) \cdot dV \cdot d\tau \quad (3.43)$$

Предварительно сократим все слагаемые на общий множитель:

$$c_p \cdot \frac{\partial}{\partial \tau} \cdot (\rho \cdot t) + c_p \cdot \left[t \cdot \frac{\partial(\rho \cdot v_x)}{\partial x} + t \cdot \frac{\partial(\rho \cdot v_y)}{\partial y} + t \cdot \frac{\partial(\rho \cdot v_z)}{\partial z} + \rho \cdot v_x \frac{\partial t}{\partial x} + \rho \cdot v_y \frac{\partial t}{\partial y} + \rho \cdot v_z \frac{\partial t}{\partial z} \right] = \quad (3.44)$$

$$= \lambda \cdot \left(\frac{\partial^2 t}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial z^2} \right)$$

Сгруппируем слагаемые левой части:

$$c_p \cdot \left[\rho \frac{\partial t}{\partial \tau} + t \cdot \frac{\partial \rho}{\partial \tau} + t \cdot \frac{\partial(\rho \cdot v_x)}{\partial x} + t \cdot \frac{\partial(\rho \cdot v_y)}{\partial y} + t \cdot \frac{\partial(\rho \cdot v_z)}{\partial z} + \rho \cdot v_x \frac{\partial t}{\partial x} + \rho \cdot v_y \frac{\partial t}{\partial y} + \rho \cdot v_z \frac{\partial t}{\partial z} \right] = \quad (3.45)$$

$$= \lambda \cdot \left(\frac{\partial^2 t}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial z^2} \right)$$

Подчеркнутые слагаемые представляют собой уравнение неразрывности. Сумма эта равна нулю. Тогда остается:

$$c_p \cdot \left[\frac{\partial t}{\partial \tau} + v_x \frac{\partial t}{\partial x} + v_y \frac{\partial t}{\partial y} + v_z \frac{\partial t}{\partial z} \right] = \lambda \cdot \left(\frac{\partial^2 t}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial z^2} \right) \quad (3.46)$$

Суммарное количество тепла, подводимое конвекцией и теплопроводностью:

$$dQ_{t_{конв}} + dQ_{t_{x\lambda}} = -\rho \cdot c_p \cdot \left(\frac{\partial t}{\partial x} \cdot v_x + \frac{\partial t}{\partial y} \cdot v_y + \frac{\partial t}{\partial z} \cdot v_z \right) \cdot dV \cdot d\tau + \quad (3.47)$$

$$+ \lambda \cdot \left(\frac{\partial^2 t}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial z^2} \right) \cdot dV \cdot d\tau$$

Это количество тепла равно соответствующему изменению энтальпии вещества, находящегося в элементарном объеме:

$$dQ_t = c_p \cdot \rho \cdot dV \cdot \frac{\partial t}{\partial \tau} \cdot d\tau = c_p \cdot \frac{\partial}{\partial \tau} \cdot (\rho \cdot t) \cdot dV \cdot d\tau \quad (3.48)$$

Таким образом, уравнение энергетического баланса примет вид:

$$c_p \cdot \rho \cdot dV \cdot d\tau = \quad (3.49)$$

$$= -\rho \cdot c_p \cdot \left(\frac{\partial t}{\partial x} \cdot v_x + \frac{\partial t}{\partial y} \cdot v_y + \frac{\partial t}{\partial z} \cdot v_z \right) \cdot dV \cdot d\tau + \lambda \cdot \left(\frac{\partial^2 t}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial z^2} \right) \cdot dV \cdot d\tau + q_v \cdot dV \cdot \tau$$

После сокращения подобных членов и простейших преобразований получим:

$$\frac{\partial t}{\partial \tau} + \frac{\partial t}{\partial x} \cdot v_x + \frac{\partial t}{\partial y} \cdot v_y + \frac{\partial t}{\partial z} \cdot v_z = a \cdot \left(\frac{\partial^2 t}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial z^2} \right) + \frac{q_v}{c_p \cdot \rho} \quad (3.50)$$

$$a = \frac{\lambda}{c_p \cdot \rho} \quad (3.51)$$

Более кратко уравнение (7.28) можно записать в виде:

$$\frac{\partial t}{\partial \tau} + \frac{\partial t}{\partial x} \cdot v_x + \frac{\partial t}{\partial y} \cdot v_y + \frac{\partial t}{\partial z} \cdot v_z = a \cdot \nabla^2 \cdot t + \frac{q_v}{c_p \cdot \rho} \quad (3.52)$$

Уравнение (3.52) представляет собой дифференциальное уравнение конвективного теплообмена, которое называется также уравнением Фурье – Кирхгофа. Это уравнение выражает в наиболее общем виде распределение температур в движущейся жидкости. Решать его необходимо совместно с уравнением Навье – Стокса и неразрывности.

Для твердых тел $v_x = v_y = v_z = 0$, и уравнение (3.52) превращается в дифференциальное уравнение теплопроводности:

$$\frac{\partial t}{\partial \tau} = a \cdot \nabla^2 \cdot t + \frac{q_V}{c_p \cdot \rho} \quad (3.53)$$

При установившемся процессе теплообмена в уравнении (3.31) член $\frac{\partial t}{\partial \tau} = 0$. Тогда получим: $a \cdot \nabla^2 \cdot t + \frac{q_V}{c_p \cdot \rho} = 0$.

Частные случаи дифференциального уравнения теплопереноса

Для неподвижной среды (твердое тело) при отсутствии внутренних источников теплоты уравнение (3.31) примет вид: $\frac{\partial t}{\partial \tau} = a \cdot \left(\frac{\partial^2 t}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial z^2} \right)$.

Одним из наиболее часто встречающихся на практике процессов переноса тепла в неподвижном теле это транспорт теплоты в плоской стенке. Задачу можно упростить, если считать ее плоской и бесконечной. В этом случае толщина стенки много меньше ее длины и ширины, и перенос тепла осуществляется, преимущественно, в одном направлении перпендикулярно поверхности стенки.

Стационарная теплопроводность плоской, однородной, изотропной, бесконечной стенки без внутренних источников теплоты при граничных условиях первого рода (заданы температуры стенки t_{c1} и t_{c2} на ее поверхности) показана на рис. 3.3. Необходимо определить закон изменения температуры стенки и величину теплового потока. Дифференциальное уравнение примет вид:

$$a \cdot \frac{\partial^2 t}{\partial x^2} = 0 \quad (3.54)$$

Граничные условия: при $x=0$ $t = t_{cm_1}$, при $x = \delta$ $t = t_{cm_2}$.

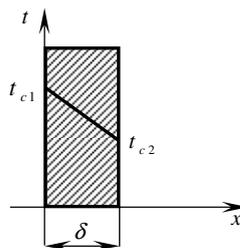


Рис. 3.3. Теплопроводность плоской стенки (стационарные условия)

Так как задача одномерная, то можно перейти к полным производным:

$$a \cdot \frac{d^2 t}{dx^2} = 0 \quad (3.54)$$

Первое интегрирование дает:

$$\frac{dt}{dx} = C_1 \quad (3.55)$$

Разделяем переменные и интегрируем, получаем: $t = C_1 \cdot x + C_2$ – общее решение задачи.

Температура по толщине стенки изменяется линейно. Постоянные интегрирования находятся из граничных условий. Из первого граничного условия имеем: $t_{cm_1} = C_2$. Из второго граничного условия – $t_{cm_2} = C_1 \cdot \delta + t_{cm_1}$.

Постоянная интегрирования: $C_1 = -\frac{t_{cm_1} - t_{cm_2}}{\delta}$

Решение уравнения примет вид:

$$t = t_{c1} - \frac{t_{cm_1} - t_{cm_2}}{\delta} \cdot x \quad (3.56)$$

Подставляя x в (3.56) можно определить температуру в любом сечении по толщине стенки. Тепловой поток в стенке, в соответствии, с уравнением Фурье:

$$q_t = -\lambda \cdot F \cdot \frac{dt}{dx} \quad (3.57)$$

Подставляем значение температурного градиента, получим:

$$q_t = \lambda \cdot \frac{t_{cm_1} - t_{cm_2}}{\delta} \cdot F.$$

Величина $\frac{\delta}{\lambda} = R_\lambda$ называется термическим сопротивлением стенки.

Таким образом, тепловой поток при теплопроводности прямо пропорционален температурному напору $\Delta t = t_{cm_1} - t_{cm_2}$ и обратно пропорционален термическому сопротивлению.

Дифференциальное уравнение конвективного массопереноса
Дифференциальное уравнение конвективного массопереноса получается из конвективного уравнения конвективного теплопереноса путем замены температуры на концентрацию вещества и коэффициента температуропроводности на коэффициент диффузии:

$$\frac{\partial c}{\partial \tau} + \frac{\partial c}{\partial x} \cdot v_x + \frac{\partial c}{\partial y} \cdot v_y + \frac{\partial c}{\partial z} \cdot v_z = a \cdot \left(\frac{\partial^2 c}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 c}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 c}{\partial z^2} \right) + \frac{q_V}{c_p \cdot \rho}. \quad (3.58)$$

Уравнения, описывающие перенос различных видов субстанции, с математической точки зрения представляют один вид уравнения. Поэтому методы решения этих уравнений одинаковы.

РАЗДЕЛ 4. Физическое и математическое моделирование. Теория подобия. Условия однозначности. Три теоремы подобия. Числа подобия гидродинамических процессов. Основные, модифицированные и производные числа подобия

Основы теории подобия

Процессы химической технологии в большинстве случаев представляют собой сочетание гидродинамических, тепловых и диффузионных процессов. Эти процессы описываются дифференциальными уравнениями (для гидродинамических – уравнение Навье-Стокса). Для определения характера распределения скоростей, температур и концентраций необходимо решить эти уравнения совместно с уравнением неразрывности при определенных начальных и граничных условиях. Решение этих уравнений возможно только в крайне редких случаях (например, вывод уравнения Бернулли). Для большинства практически важных случаев аналитическое решение найти невозможно. Правда, использование ЭВМ расширяет класс решений, но для целей инженерной практики он все равно недостаточен.

Поэтому считается целесообразным проводить опытные лабораторные исследования интересующего процесса на модели аппарата, которая значительно меньше по размеру промышленной установки. Полученные на лабораторной установке данные переносят на промышленные аппараты с помощью методов теории подобия.

Теория подобия – теоретический метод обработки опытных данных и результатов численных расчетов с помощью обобщенных безразмерных переменных.

Подобие процессов предполагает: геометрическое, временное подобие, подобие физических величин, начальных и граничных условий. Эти условия называются условиями однозначности.

Условия однозначности

1. Геометрическое подобие требует, чтобы отношение сходственных размеров аппаратов, в которых протекают процессы, было величиной постоянной.

Например: два аппарата будут геометрически подобными, если отношения сходственных размеров будут постоянными:

$$\frac{D_1}{D_2} = \Gamma_1; \quad \frac{H_1}{H_2} = \Gamma_2; \quad \frac{l_1}{l_2} = \Gamma_3; \quad \frac{b_1}{b_2} = \Gamma_4 \quad (4.1)$$

Отношения $\Gamma_1 \div \Gamma_4$ – симплексы подобия.

Геометрическое подобие будет иметь место, если:

$$\Gamma_1 = \Gamma_2 = \Gamma_3 = \Gamma_4 = C_1$$

C_1 – константа подобия, или масштабный множитель.

2. Временное подобие требует, чтобы отношения между сходственными интервалами времени в рассматриваемых процессах были постоянными. Например, при проведении процесса нагревания, перемешивания и

охлаждения в геометрически подобных аппаратах будут подобны, если отношения времен нагревания tn_1 и tn_2 , времен перемешивания $tmix_1$ и $tmix_2$ и охлаждения $toхл_1$ и $toхл_2$ будут равны $\frac{\tau_{n1}}{\tau_{n2}} = \frac{\tau_{nep1}}{\tau_{nep2}} = \frac{\tau_{охл1}}{\tau_{охл2}} = C_t$, называемых константами временного подобия. (4.2)

3. Подобие физических величин будет осуществляться, если отношения всех физических величин в процессе будут постоянными. Так, при движении по трубопроводу жидкости, которая имеет вязкость μ , плотность ρ , скорость v :

$$\frac{\sigma_1}{\sigma_2} = C_v; \quad \frac{\rho_1}{\rho_2} = C_\rho; \quad \frac{\mu_1}{\mu_2}. \quad (4.3)$$

4. Подобие начальных и граничных условий требует подобия на границах и стенках рассматриваемых аппаратов, а также в начальные моменты времени.

Таким образом, подобны те процессы, которые описываются одинаковыми дифференциальными уравнениями и условия однозначности которых подобны.

Теория подобия устанавливает условия сходства разнообразных физических явлений, позволяет правильно организовать опыты, дает метод обработки опытных данных и численных результатов, полученных на ЭВМ. Теория подобия позволяет устанавливать законы данного процесса.

Один из основных принципов теории подобия заключается в выделении из класса явлений группы подобных явлений. Например, такие разные на первый взгляд явления, как движение окружающего нас воздуха и движение капельной жидкости по трубопроводу однородны, так как представляют собой перемещение вязкой жидкости. Поэтому данные явления описываются уравнениями Навье-Стокса.

Подобные процессы – это такие процессы, которые протекают в геометрически подобных пространствах, у которых отношения характеризующих их величин в соответствующих точках пространства постоянны.

Теория подобия позволяет распространить результаты исследования одного процесса на целый ряд процессов, отличающихся только масштабом.

Основные теоремы теории подобия

Рассматривая условия однозначности, мы оперировали отношениями однородных величин и получали симплексы или константы подобия. Однако можно составить безразмерные комплексы из разнородных величин, которые для подобных процессов будут равны. Такие безразмерные комплексы называются числами (критериями) подобия. Числа подобия имеют физический смысл и являются мерами соотношения между какими-то двумя эффектами (силами), существенными для данного процесса.

В основе практического применения теории подобия лежат основные теоремы теории подобия.

Первая теорема. Была сформулирована Ньютоном: подобные явления характеризуются равными числами подобия.

Пример. Рассмотрим движение тел.

$$\text{Сила, действующая на тело равна} \quad F = m \times a = m \times \frac{dv}{d\tau} \quad (4.4)$$

В двух системах выделим частицы, которые движутся подобно:

$$F_1 = m_1 \times \frac{dv_1}{d\tau_1} \quad \text{и} \quad F_2 = m_2 \times \frac{dv_2}{d\tau_2}. \quad (4.5)$$

Если движения подобны, то имеем следующие константы подобия:

$$\frac{F_1}{F_2} = C_f; \quad \frac{m_1}{m_2} = C_m; \quad \frac{v_1}{v_2} = C_v; \quad \frac{\tau_1}{\tau_2} = C_t \quad (4.6)$$

Тогда:

$$\frac{F_1}{F_2} = \frac{m_1 \cdot dv_1 \cdot d\tau_2}{m_2 \cdot dv_2 \cdot d\tau_1} = \frac{C_m \cdot C_v}{C_t} = C_f \quad (4.7)$$

$$\text{или:} \quad \frac{C_m \cdot C_v}{C_t \cdot C_f} = C = 1 \quad (4.8)$$

где C – индикатор подобия.

Заменим в данном выражении константы подобия отношениями соответствующих величин и разделим величины, относящиеся к первой и второй системам:

$$\frac{m_1 \cdot v_1 \cdot \tau_2 \cdot F_2}{m_2 \cdot v_2 \cdot \tau_1 \cdot F_1} = 1 \quad (4.9)$$

или:

$$\frac{F_2 \cdot \tau_2}{m_2 \cdot v_2} = \frac{F_1 \cdot \tau_1}{m_1 \cdot v_1} = Ne - \text{число Ньютона}, \quad (4.10)$$

то есть $Ne_1 = Ne_2$.

Число Ньютона – отношение силы, действующей на частицу, к силе инерции.

Учитывая то обстоятельство, что у подобных системы $C = 1$, первая теорема подобия гласит, что у подобных явлений индикаторы подобия равны 1.

Рассматриваемая выше процедура преобразования дифференциальных уравнений слишком сложна. На практике числа (критерии) подобия получают путем деления одной части дифференциального уравнения на другую и отбрасывая знаки математических операторов:

$$F = m \times \frac{dv}{dt}; \quad Ne = \frac{F \cdot d\tau}{m \cdot dv} = \frac{F \cdot \tau}{m \cdot v} \quad (4.11)$$

Вторая теорема доказана Бэкингом, Федерманом и Афанасьевой-Эренфест. Решение любого дифференциального уравнения, связывающее между собой переменные, влияющие на процесс, может быть представлено в виде зависимости между безразмерными комплексами этих величин, то есть между числами (критериями) подобия.

Если обозначить числа подобия через $\pi_1, \pi_2, \dots, \pi_n$, то решение дифференциального уравнения может быть представлено в общем виде:

$$\varphi(\pi_1, \pi_2, \dots, \pi_n) = 0. \quad (4.12)$$

Такие уравнения называются критериальными.

Числа подобия бывают определяющими и определяемыми. Числа подобия, составленные только из тех величин, которые входят в условия однозначности, называют определяющими. Числа подобия, в которые входят величины, зависящие от условий однозначности, называют определяемыми. Какой из определяемых критериев зависит от формулировки задачи? Например, при движении жидкости в трубопроводе такие величины, как диаметр трубы, физические свойства жидкости, начальные и граничные условия однозначно определяют скорость жидкости в любой точке трубы и перепад давления между любыми двумя точками. Поэтому числа подобия, составленные из таких величин, как скорость v и перепад давления Δp , в данной задаче определяемые.

Вторая теорема подобия отвечает на вопрос, как обрабатывать результаты опытов, проведенных на моделях: их надо представить в виде функциональной зависимости между числами подобия.

Третья теорема – теорема Кирпичева и Гухмана – формулирует необходимые и достаточные условия подобия явлений. Явления подобны, если их определяющие числа равны.

Таким образом, исследование процессов методом теории подобия проводится следующим образом:

- 1) составляется полное математическое описание процесса, то есть составляются дифференциальные уравнения и находятся условия однозначности;
- 2) проводятся подобные преобразования и находятся числа подобия;
- 3) опытным путем на моделях устанавливают конкретный вид зависимости между критериями подобия.

Полученные таким образом уравнения справедливы для всех подобных явлений в исследованных пределах изменения определяющих чисел подобия.

Числа подобия гидродинамических процессов Основные критерии (числа) гидродинамического подобия

Ранее отмечалось, что уравнение Навье - Стокса невозможно решить аналитически в большинстве случаев. Рассмотрим применение теории подобия к уравнению Навье - Стокса. Для простоты возьмем лишь одно уравнение, описывающее движение вдоль оси Z :

$$\begin{aligned} \frac{\partial(\rho v_x)}{\partial \tau} + \left[\frac{\partial}{\partial x}(\rho v_x v_x) + \frac{\partial}{\partial y}(\rho v_y v_x) + \frac{\partial}{\partial z}(\rho v_z v_x) \right] = \\ \frac{\partial}{\partial x} \left[2\mu \frac{\partial v_x}{\partial x} - \frac{2}{3} \mu (\nabla v) \right] + \mu \left(\frac{\partial v_x}{\partial y} + \frac{\partial v_y}{\partial x} \right) + \mu \left(\frac{\partial v_x}{\partial z} + \frac{\partial v_z}{\partial x} \right) - \frac{\partial p}{\partial x} + \rho g_x \\ - g - \frac{\partial p}{\rho \cdot \partial z} + v \cdot \left(\frac{\partial^2 v_z}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 v_z}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 v_z}{\partial z^2} \right) = \frac{dv_z}{d\tau} \end{aligned} \quad (4.13)$$

Но $v_z = f(x, y, z, \tau)$, и тогда и тогда уравнение переписывается:

$$-g - \frac{\partial p}{\rho \cdot \partial z} + v \cdot \left(\frac{\partial^2 v_z}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 v_z}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 v_z}{\partial z^2} \right) = \frac{\partial v_z}{\partial \tau} + v_x \cdot \frac{\partial v_z}{\partial x} + v_y \cdot \frac{\partial v_z}{\partial y} + v_z \cdot \frac{\partial v_z}{\partial z}. \quad (4.14)$$

В предыдущем материале говорилось, что числа подобия можно получить путем деления одной части уравнения на другую и отбрасывая знаки математических операторов.

Запишем уравнение в удобной форме:

$$-g - \frac{\partial p}{\rho \cdot \partial z} + v \cdot \left(\frac{\partial^2 v_z}{\partial x^2} \right) - \frac{\partial v_z}{\partial \tau} = \frac{\partial v_z}{\partial z} v_z. \quad (4.15)$$

Теперь разделим обе части уравнения на: $v_z \cdot \frac{\partial v_z}{\partial z}$

$$-\frac{g}{v_z \frac{\partial v_z}{\partial z}} - \frac{1}{\rho} \cdot \frac{\frac{\partial p}{\partial z}}{v_z \frac{\partial v_z}{\partial z}} + \frac{v \cdot \left(\frac{\partial^2 v_z}{\partial z^2} \right)}{v_z \frac{\partial v_z}{\partial z}} - \frac{\frac{\partial v_z}{\partial \tau}}{v_z \frac{\partial v_z}{\partial z}} = 1$$

Рассмотрим каждое слагаемое левой части уравнения.

Первое:

$$\frac{g}{v_z \cdot \frac{\partial v_z}{\partial z}} \approx \frac{g}{v_z \cdot \frac{\partial v_z}{\partial z}} = \frac{g \cdot l}{v^2} = \frac{1}{Fr}$$

$$Fr = \frac{v^2}{g \cdot l} - \text{число (критерий) Фруда отношение } \frac{\text{сила инерции}}{\text{сила тяжести}}. \quad (4.16)$$

Отражает влияние сил тяжести на движение жидкости.

Второе слагаемое:

$$\frac{1}{\rho} \cdot \frac{\frac{\partial p}{\partial z}}{v_z \cdot \frac{\partial v_z}{\partial z}} \neq \frac{\Delta p \cdot l}{l \cdot v \cdot v} = \frac{\Delta p}{\rho \cdot v^2} = Eu \text{ отношение } \frac{\text{сила гидростатического давления}}{\text{сила инерции}}$$

Отражает влияние перепада гидростатического давления на движение жидкости.

Третье слагаемое:

$$\frac{v \cdot \frac{\partial^2 v_z}{\partial z^2}}{v_z \cdot \frac{\partial v_z}{\partial z}} \approx \frac{v \cdot l}{l^2} \cdot \frac{1}{v} = \frac{v}{v \cdot l} = \frac{1}{\text{Re}}$$

число Рейнольдса, представляющее отношение $\frac{\text{сила инерции}}{\text{сила трения (вязкого)}}$.

$$\text{Re} = \frac{v \cdot l}{\nu} = \frac{v \cdot l \cdot \rho}{\mu}. \quad (4.17)$$

Отражает влияние силы трения на движение жидкости.

Четвертое слагаемое:

$$\frac{\frac{\partial v_z}{\partial \tau}}{v_z \cdot \frac{\partial v_z}{\partial z}} \approx \frac{v \cdot l}{\tau \cdot v \cdot v} = \frac{l}{v \cdot \tau} = \frac{1}{\text{Ho}}$$

$$\text{Ho} = \text{St} = \frac{v \cdot \tau}{l} - \text{число (критерий) гомохронности Струхалья}, \quad (4.18)$$

Число гомохронности называют безразмерным временем.

Числа подобия тепловых процессов

Числа подобия тепловых процессов формируются из дифференциального уравнения конвективного теплопереноса (без учета внутренних источников теплоты).

$$\frac{\partial t}{\partial \tau} + \frac{\partial t}{\partial x} \cdot \omega_x + \frac{\partial t}{\partial y} \cdot \omega_y + \frac{\partial t}{\partial z} \cdot \omega_z = a \cdot \left(\frac{\partial^2 t}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial z^2} \right) \quad (4.19)$$

В этом уравнении оставляем слагаемые, имеющие различный физический смысл и заменяем производные величинами им пропорциональными.

$$\frac{t}{\tau} + v \cdot \frac{t}{l} \cong a \cdot \frac{t}{l^2} \quad (4.20)$$

Разделив $a \cdot \frac{t}{l^2}$ на $\frac{t}{\tau}$, получим:

$$\frac{a \cdot \frac{t}{l^2}}{\frac{t}{\tau}} = \frac{a \cdot \tau}{l^2} = F_0, \quad (4.22)$$

где F_0 – число Фурье – безразмерное время.

Разделив $v \cdot \frac{t}{l}$ на $a \cdot \frac{t}{l^2}$, получим: $\frac{v \cdot \frac{t}{l}}{a \cdot \frac{t}{l^2}} = \frac{v \cdot l}{a} = Pe,$ (4.23)

где Pe – число Пекле. Отношение потока конвективного к молекулярному.

Число Пекле умножим и разделим на ν (кинематический коэффициент вязкости):

$$\frac{v \cdot l}{\nu} \cdot \frac{\nu}{a} = Re \cdot Pr, \quad (7.24)$$

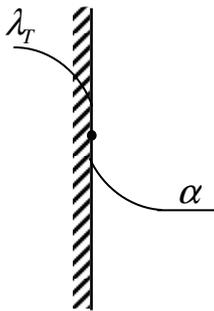
где $Re = \frac{v \cdot l}{\nu}$, $Pr = \frac{\nu}{a}$, где Pr – число Прандтля, Re – число Рейнольдса.

Интенсивность свободной конвекции оценивается числом Грассгофа:

$$Gr = \frac{g \cdot l^3}{\nu^2} \cdot \beta_T \cdot \Delta t$$

– соотношение силы Архимеда, возникающей за счет разницы температур Δt , и силы вязкого трения. (4.25)

β_T – коэффициент термического расширения среды; Δt – разность температур в различных точках объема жидкости.



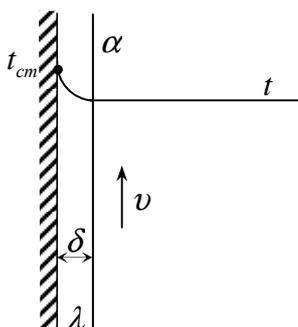
Для оценки переноса теплоты от горячего тела к окружающей среде используется число $Bio = Bio$.

$$Bio = \frac{\alpha \cdot l_T}{\lambda_T}. \quad (4.26)$$

Число Bio сопоставляет скорость отвода тепла в окружающее пространство со скоростью переноса теплоты в твердом теле. l_T – характерный линейный размер тела.

Еще одно число подобия получается из анализа теплоотдачи на границе среда – стенка.

При движении среды вдоль стенки образуется ламинарный пограничный слой, толщиной δ , в котором передача теплоты осуществляется за счет теплопроводности, а за пределами слоя, в потоке, за счет теплоотдачи. В установившемся режиме оба потока равны между собой, т.е.



$$q_t = -\lambda \cdot F \cdot \frac{dt}{d\delta} = \alpha \cdot F \cdot (t_{cm} - t) \quad (4.27)$$

Толщину пограничного слоя оценить количественно очень трудно, поэтому ее можно заменить характерным для данной системы линейным размером l (например, высота стенки, диаметр трубы). Разность температур $dt \sim \delta \cdot t$ и $t_{cm} - t \sim \delta \cdot t$. Тогда:

$$\frac{\lambda}{l} = \alpha \Rightarrow \frac{\alpha \cdot l}{\lambda} = Nu, \quad (4.28)$$

где Nu – число Нуссельта.

Число Nu характеризует интенсивность передачи тепла на границе стенка – жидкость.

Дифференциальное уравнение конвективного массопереноса получается из конвективного уравнения конвективного теплопереноса путем замены температуры на концентрацию вещества и коэффициента температуропроводности на коэффициент диффузии:

$$\frac{\partial c}{\partial \tau} + \frac{\partial c}{\partial x} \cdot v_x + \frac{\partial c}{\partial y} \cdot v_y + \frac{\partial c}{\partial z} \cdot v_z = a \cdot \left(\frac{\partial^2 c}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 c}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 c}{\partial z^2} \right) + \frac{q_v}{c_p \cdot \rho}. \quad (4.29)$$

Числа подобия и критериальные уравнения конвективной диффузии

Наиболее строгий и принципиально возможный путь для определения коэффициентов массоотдачи заключается в интегрировании уравнения диффузии в движущейся среде совместно с уравнениями Навье – Стокса и неразрывности, при заданных начальных и граничных условиях.

Однако система эта практически не имеет общего решения. Поэтому, пользуясь методами теории подобия, ищут связь между переменными характеризующими процесс переноса в потоке фазы в виде обобщенного (критериального) уравнения массоотдачи.

В это уравнение входят критерии подобия, которыми описывается подобие процессов массоотдачи на границе фазы (подобие граничных условий) и в основной массе (ядре) фазы.

Подобие граничных условий устанавливается при допущении наличия пограничного слоя, в котором перенос массы осуществляется только за счет молекулярной диффузии. Тогда при $\delta = 1$, $M = \beta_y \cdot F \cdot (y - y_{cp})$, $M = -D \cdot F \cdot \frac{dy}{dn}$, приравниваем оба выражения:

$$\beta_y \cdot (y - y_{cp}) = -D \cdot \frac{dy}{dn} \text{ или } \beta_y \cdot \Delta y = -D \cdot \frac{dy}{dn}. \quad (4.30)$$

Для процессов подобия, отношение величин равно отношению сходственных величин им пропорциональным. Поэтому заменим dy через Δy , а dn через l , получим: $\frac{\beta_n \cdot l}{D} = idem$. Диффузионное число Нуссельта или число

Шервуда;
$$Sh = Nu' = \frac{\beta \cdot l}{D}. \quad (4.31)$$

Оценивает отношение интенсивности переноса в ядре фазы к интенсивности переноса в диффузионном пограничном подслое.

Рассмотрим подобие процессов переноса в ядре потока:

$$\frac{\partial c}{\partial \tau} + v_x \cdot \frac{\partial c}{\partial x} = D \cdot \frac{\partial^2 c}{\partial x^2}, \quad D \cdot \frac{\partial^2 c}{\partial x^2} \approx D \cdot \frac{c}{l^2},$$

из первого и третьего получим диффузионное число Фурье:

$$F'_0 = \frac{D \cdot \tau}{l^2}. \quad (4.32)$$

Число Фурье (диффузионный) характеризует постоянство отношения изменения концентрации во времени к изменению концентрации вследствие чисто молекулярного переноса.

Второй член $\frac{v}{l} \approx \frac{D}{l^2}$ и правая часть $D \cdot \frac{\partial^2 c}{\partial x^2} \approx D \cdot \frac{c}{l^2}$, позволяют сформировать число подобия диффузионное число Пекле

$$Pe' = \frac{v \cdot l}{D}. \quad (4.33)$$

Представляет отношение количества вещества, перемещаемого за счет конвективного переноса, к количеству вещества, перемещаемого за счет молекулярной диффузии.

Число Пекле можно представить в следующем виде:

$$Pe' = \frac{v}{D} \cdot \frac{v \cdot l}{v} = Pr' \cdot Re.$$

Получили число Шмидта (Прандтля диффузионное):

$$Pr' = Sc = \frac{\nu}{D}. \quad (4.34)$$

Выражает постоянство отношений физических свойств жидкости (газа) в сходственных точках подобных потоков. Рассматривается и как мера подобия профилей скорости и концентрации в процессах массоотдачи.

При $Pr' = 1$ толщина диффузионного подслоя равна толщине гидродинамического ламинарного подслоя.

Необходимым условием подобия процессов массоотдачи является соблюдение гидродинамического, и геометрического подобия. Гидродинамическое подобие выражается в равенстве подобия Рейнольдса Re и Галилея Ga .
Общая функциональная зависимость Nu' :

$$Nu' = f(F'_0, Re, Pe', Fr, \Gamma_1, \Gamma_2 \dots) \text{ или } Nu' = f_1(F'_0, Re, Pe', Ga, \Gamma_1, \Gamma_2 \dots). \quad (4.35)$$

Если процесс установившийся:

$$Nu' = f(Re, Pe', Fr, \Gamma_1, \Gamma_2 \dots) \text{ или } Nu = f_1(Re, Pe', Fr, \Gamma_1, \Gamma_2 \dots). \quad (4.36)$$

Если влияние сил тяжести мало: $Nu' = f_2(Re, Pe', \Gamma_1, \Gamma_2 \dots)$.

РАЗДЕЛ 5. Перемешивание. Движение тел в жидкости. Свободное осаждение. Закон Стокса. Факторы, влияющие на скорость осаждения. Способы интенсификации процесса. Стесненное осаждение. Кинетика процесса стесненного осаждения. Осаждение в поле действия центробежных сил.

Перемешивание. (Основные положения)

Перемешивание в жидких средах широко применяется в химической промышленности для приготовления эмульсий, суспензий и получения гомогенных систем (растворов), а также для интенсификации химических, тепловых и диффузионных процессов. В последнем случае перемешивание осуществляют непосредственно в предназначенных для проведения этих процессов аппаратах, снабженных перемешивающими устройствами.

Перемешивание осуществляется за счет подвода энергии к объему перемешиваемой жидкости. Эта энергия расходуется на преодоление сил сопротивления жидкости, возникающих при вращении мешалки.

Цель перемешивания определяется назначением процесса. При приготовлении эмульсий для интенсивного дробления дисперсной фазы необходимо создавать в перемешиваемой среде значительные срезающие усилия, зависящие от величины градиента скорости. В тех зонах аппарата, где градиент скорости жидкости имеет наибольшее значение, происходит наиболее интенсивное дробление диспергируемой фазы.

В случае гомогенизации, приготовления суспензий, нагревания или охлаждения перемешиваемой гомогенной среды целью перемешивания является снижение концентрационных или температурных градиентов в объеме аппарата.

При использовании перемешивания для интенсификации химических, тепловых и диффузионных процессов гетерогенных системах создаются лучшие условия для подвода в зону реакции, к границе раздела фаз или к поверхности теплообмена.

Увеличение степени турбулентности системы, достигаемое при перемешивании, приводит к уменьшению толщины пограничного слоя, увеличению и непрерывному обновлению поверхности взаимодействующих фаз. Это вызывает существенное ускорение процессов тепло- и массообмена.

Перемешивание применяют в процессах абсорбции, выпаривания, экстрагирования и других процессах химической технологии.

Способы перемешивания.

Способы перемешивания и выбор аппаратуры для его проведения определяются целью перемешивания и агрегатным состоянием перемешиваемых материалов. Широкое распространение в химической промышленности получили процессы перемешивания в жидких средах.

Независимо от того, какая среда смешивается с жидкостью – газ, жидкость или твердое сыпучее вещество, - различают два основных способа перемешивания в жидких средах: механический (с помощью мешалок различ-

ных конструкций) и пневматический (сжатым воздухом или инертным газом). Кроме того, применяют перемешивание в трубопроводах и перемешивание с помощью сопел и насосов. В любом случае, в том числе и перечисленных, перемешивание осуществляется за счет подвода к системе, в которой осуществляется перемешивание, механической энергии. Различаются только способы подвода энергии.

Эффективность и интенсивность перемешивания. Наиболее важными характеристиками перемешивающих устройств, которые могут быть положены в основу их сравнительной оценки, являются: 1) эффективность перемешивающего устройства; 2) интенсивность его действия.

Эффективность перемешивающего устройства характеризует качество проведения процесса перемешивания и может быть выражена по-разному в зависимости от цели перемешивания. Например, в процессах получения суспензий эффективность перемешивания характеризуется степенью равномерности распределения твердой фазы в объеме аппарата; при интенсификации тепловых и диффузионных процессов – отношением коэффициентов тепло- или массоотдачи при перемешивании и без него. Эффективность перемешивания зависит не только от конструкции перемешивающего устройства и аппарата, но и от величины энергии, вводимой в перемешиваемую жидкость. Одним из показателей эффективности может служить равномерность параметров характеризующих состояние перемешиваемой среды (например, температура, концентрация компонентов среды и т.д.).

Интенсивность перемешивания определяется временем достижения заданного технологического результата или числом оборотов мешалки при фиксированной продолжительности процесса (для механических мешалок). Чем выше интенсивность перемешивания, тем меньше времени требуется для достижения заданного эффекта перемешивания. Интенсификация процессов перемешивания приводит к уменьшению размеров проектируемой аппаратуры и увеличению производительности действующей.

Для экономического проведения процесса перемешивания желательно, чтобы требуемый эффект перемешивания достигался за наиболее короткое время. При оценке расхода энергии перемешивающим устройством следует учитывать общий расход энергии за время, необходимое для обеспечения заданного результата перемешивания.

Механическое перемешивание

Наибольшее распространение в химической промышленности получило перемешивание с введением в перемешиваемую среду механической энергии от внешнего источника. Механическое перемешивание осуществляется с помощью мешалок, которым сообщается вращательное движение либо непосредственно от электродвигателя, либо через редуктор или клиноременную передачу. Известны также мешалки с возвратно-поступательным движением, имеющие привод от механического или электромагнитного вибратора.

Мощность, потребляемая на перемешивание, и факторы,
влияющие на ее величину

Перемешивание осуществляется за счет подвода энергии к объему перемешиваемой жидкости. Эта энергия расходуется на преодоление сил сопротивления жидкости, возникающих при вращении мешалки.

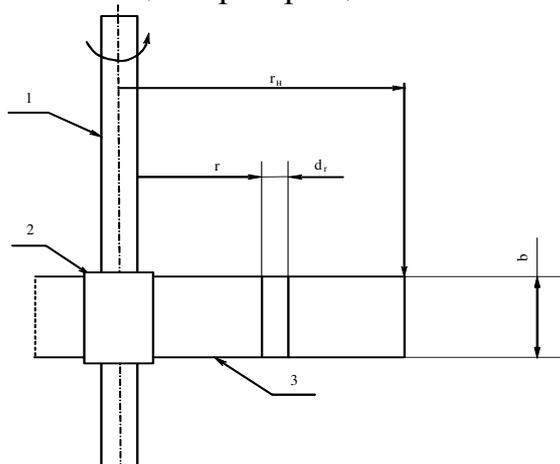


Рис. 5.1 - Схема для расчета мощности, потребляемой на перемешивание: 1 - вал мешалки; 2 - ступица; 3 - лопасть мешалки.

За счет рассеяния энергии по всему объему жидкости и осуществляется процесс перемешивания. Поэтому определение мощности, потребляемой на осуществление процесса перемешивания, имеет важное практическое значение. Рассмотрим работу лопастной мешалки с плоскими лопастями (рис. 16.1), вращающейся в жидкости вокруг вертикальной оси. Выделим на лопасти элементарную площадку длиной dr . В соответствии с законами механики мощность, затрачиваемая на перемещение элементарной площадки, равна

$$dN = v dF \quad (5.1)$$

где dN - мощность, затрачиваемая на перемещение; v - линейная скорость движения тела в жидкости; dF - сила сопротивления.

В соответствии с общим законом сопротивления сила, действующая на движущееся в жидкости тело, равна

$$dF = \zeta \frac{\rho v^2}{2} ds \quad (5.2)$$

где ζ — коэффициент сопротивления тела;

ds — площадь поперечного сечения тела (в данном случае элементарной площадки); ρ — плотность жидкости.

Площадь элемента лопасти будет равна

$$ds = b \cdot dr \quad (5.3)$$

где b — высота лопасти; dr — длина элементарной площадки.

Высота лопасти связана с диаметром мешалки d_M соотношением

$$b = a \cdot d_M \text{ или } b = 2a \cdot r_M \quad (5.4)$$

где a — коэффициент пропорциональности.

Окружная скорость движения элемента лопасти, удаленного от оси вращения на расстояние r , равна

$$v = 2\pi nr \quad (5.5)$$

где n — число оборотов вала мешалки.

Подставим выражения (5.2) — (5.5) в уравнение (5.1) и после преобразования получим

$$dN = \zeta (2\pi)^3 \cdot 2a\rho r_m \cdot n^3 r^4 dr \quad (5.6)$$

Интегрирование уравнения (5.6) в пределах от 0 до r_m дает

$$N = \zeta \frac{(2\pi)^3}{4} 2a\rho \cdot n^3 r_m^5 \quad (5.7)$$

Для определения мощности, потребляемой на перемешивание, необходимо полученное значение N умножить на число лопастей, мешалки z :

$$N_{пер} = \sum N = K_N \rho \cdot n^3 d_m^5 \quad (5.8)$$

где $K_N = \zeta \cdot az \frac{(2\pi)^3}{2^2 \cdot 4}$ — критерий мощности.

Критерий мощности K_n является характеристикой системы мешалка-аппарат и зависит от соотношения геометрических размеров аппарата и мешалки, режима обтекания лопасти мешалки потоком жидкости и определяется в результате экспериментальных исследований.

Коэффициент сопротивления ζ является функцией $Re_u = \frac{\rho \cdot nd_m^2}{\mu}$.

Схематическое изображение мешалок и аппаратов – на рис. 5.2.

Назначение перемешивания состоит в равномерном распределении по объему перемешиваемой среды полей температур, концентраций и других характеристик. На осуществление операции выравнивания затрачивается некоторое время называемое временем перемешивания или гомогенизации. Время гомогенизации определяется экспериментально. Измерение времени гомогенизации может производиться, либо непосредственно при визуальных наблюдениях за изменением окраски перемешиваемой жидкости, либо по результатам измерения концентрации растворенных веществ или температуры в нескольких точках объема с помощью соответствующих датчиков. Показания измерительных приборов дают более точные сведения о концентрациях или температурах в точках замера, но так как практически число точек замера ограничено, то этот метод контроля не позволяет судить о течении процесса во всех точках аппарата. Кроме того, введение в жидкость датчиков (особенно при использовании сосудов лабораторных масштабов) вызывает дополнительные возмущения, искажающие ход процесса.

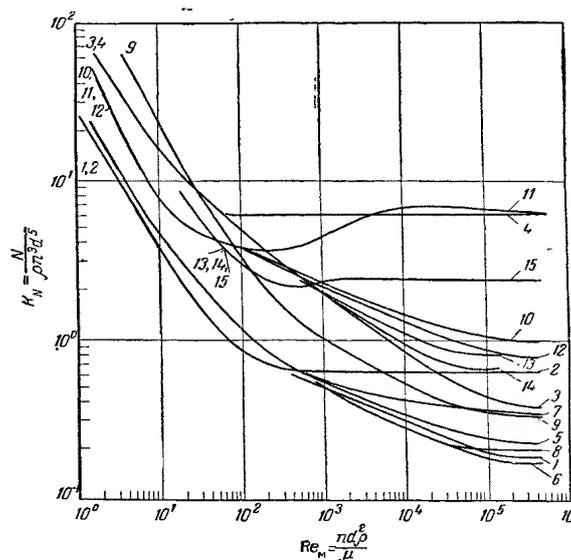


Рис. 5.2. Зависимость критерия мощности K_N от критерия Рейнольдса Re_m для мешалок нормализованных типов: 1-15 – номера позиций на рис. 5.3.

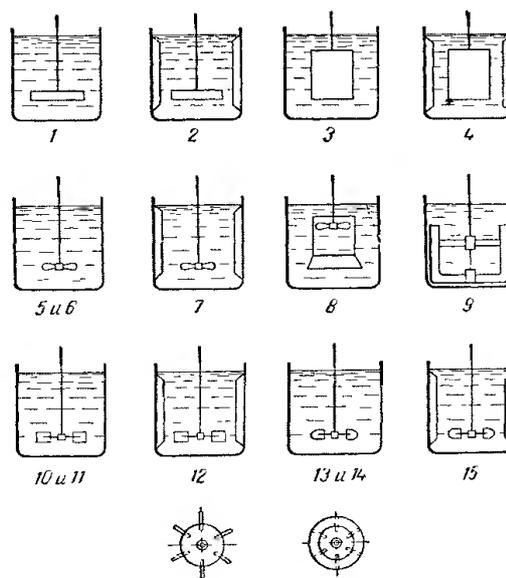


Рис. 5.3. Типы мешалок и аппаратов: 1 – лопастная, 2 – лопастная с перегородками, 3 – листовая, 4 – листовая с отражательными перегородками, 5,6 – пропеллерная, 7 – пропеллерная с отражательными перегородками, 8 – пропеллерная с диффузором, 9 – якорные и рамные, 10,11 – турбинная открытая, 12 – турбинная открытая с отражательными перегородками, 13,14 – турбинная закрытая, 15 – турбинная закрытая с отражательными перегородками

Наиболее надежными для оценки равномерности распределения вещества во всем объеме перемешиваемой жидкости представляются в этих условиях методы, основанные на визуальном наблюдении.

Степень однородности является одной из важнейших характеристик перемешиваемой среды. Количественно эту характеристику можно определить, используя следующее соотношение:

$$\eta = 1 - \left| \frac{C - C_\infty}{C_\infty} \right| \quad (5.9)$$

Время перемешивания зависит от степени однородности, которую нужно достичь. Поэтому при оценке времени перемешивания необходимо отмечать, какая степень неоднородности была достигнута. Максимальное значение степени однородности, определяемое с помощью метода обесцвечивания, равно 0,95-0,96. Между временем перемешиванием и скоростью вращения мешалки существует взаимосвязь, установленная в результате экспериментальных исследований:

$$n \cdot \tau_{nep} = A \cdot \left(\frac{D}{d_m} \right)^n \quad (5.10)$$

Значение констант A и n зависят от конструкции мешалки и ряда других факторов. Время перемешивания связано с другой характеристикой процесса перемешивания, временем циркуляции соотношением:

Время циркуляции для аппаратов с мешалками стандартной геометрии можно оценить по экспериментальной зависимости:

$$\tau_{nep} = a \cdot \tau_{цир} \quad (5.11)$$

Таким образом, указанная величина является более предпочтительной в расчете времени перемешивания. В теории турбулентности [69, 269] приводится уравнение для расчета времени микроперемешивания в жидкости:

$$\tau_{nep} \cong A_m \sqrt{\frac{V_m}{\varepsilon}} [\ln(Sc) - 1,27]. \quad (5.12)$$

Для оценки времени макроперемешивания и времени циркуляции можно использовать аналогичное уравнение, т.к. при выводе уравнения (5.12) не идентифицировался источник энергии в перемешиваемой жидкости. В работе рассчитывался объемный коэффициент массопереноса:

$$k_m = \frac{1}{\tau_u} \approx A_m \sqrt{\frac{\varepsilon_m}{\nu}} \frac{1}{\ln(Sc) - 1,27}. \quad (5.13)$$

При обработке опытных данных учитывалось влияние объема перемешиваемой жидкости. Наличие влияния объема установлено экспериментально.

Свободное осаждение под действием силы тяжести

В химической технологии широко распространены процессы разделения гетерогенных систем на отдельные фазы путем осаждения частиц дисперсной фазы в дисперсионной среде под действием различных массовых внешних сил. Так, для выделения твердых частиц (например, кристаллов) из жидких или газообразных сред широко применяются отстойники, действие которых основаны на осаждении частиц под действием силы тяжести.

В данном разделе рассматривается свободное гравитационное осаждение частиц в жидкости, при котором процесс осаждения происходит под действием силы тяжести, и осаждающиеся частицы практически не оказывают влияния на движение друг друга (концентрация частиц невелика). Помимо силы тяжести на частицу действует сила сопротивления среды и сила Архимеда.

При движении тела в жидкости (или при обтекании неподвижного тела движущейся жидкостью) возникают сопротивления, для преодоления которых и обеспечения равномерного движения тела должна быть затрачена определенная энергия. Величина возникающего сопротивления зависит глав-

ным образом от режима движения, формы и поверхности движущейся частицы.

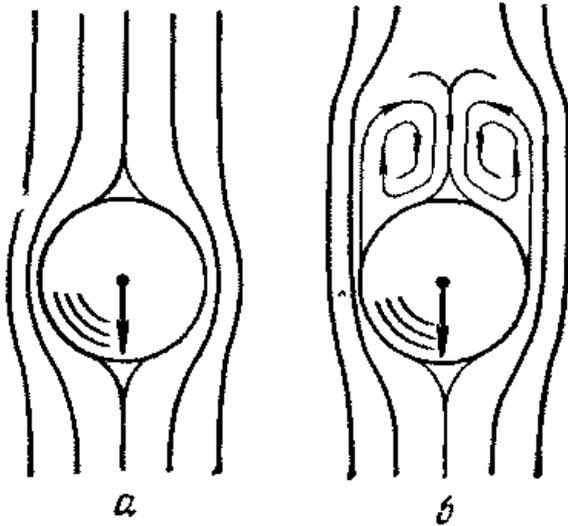


Рис. 5.4 Движение твердого тела в жидкости:
а – ламинарный поток;
б – турбулентный поток.

При ламинарном движении, наблюдающемся при небольших скоростях и малых размерах тел или при высокой вязкости среды, тело окружено пограничным слоем жидкости и плавно обтекается потоком (см. рис. 5,4 а). Потеря энергии в таких условиях связана в основном лишь с преодолением сопротивления трения.

С развитием турбулентности потока (например, с увеличением скорости движения тела) все большую роль начинают играть силы инерции. Под действием этих сил пограничный слой отрывается от поверхности тела, что приводит к понижению дав-

ления за движущимся телом в непосредственной близости от него и к образованию беспорядочных местных завихрений в данном пространстве (см. рис. 5.4 б). При этом разность давлений жидкости на переднюю (лобовую) поверхность тела, встречающую обтекающий поток, и на его заднюю (кормовую) поверхность все больше превышает разность давлений, возникающую при ламинарном обтекании тела. Начиная с некоторых значений числа Рейнольдса, роль лобового сопротивления становится преобладающей, а сопротивлением трения можно практически пренебречь. В данном случае, как и при движении жидкости по трубам, наступает автомодельный (по отношению к критерию Рейнольдса) режим.

Сила сопротивления R среды движущемуся в ней телу может быть выражена уравнением закона сопротивления:

$$R = \zeta \cdot S_{np} \cdot \frac{\rho \cdot v^2}{2} \quad (5.14)$$

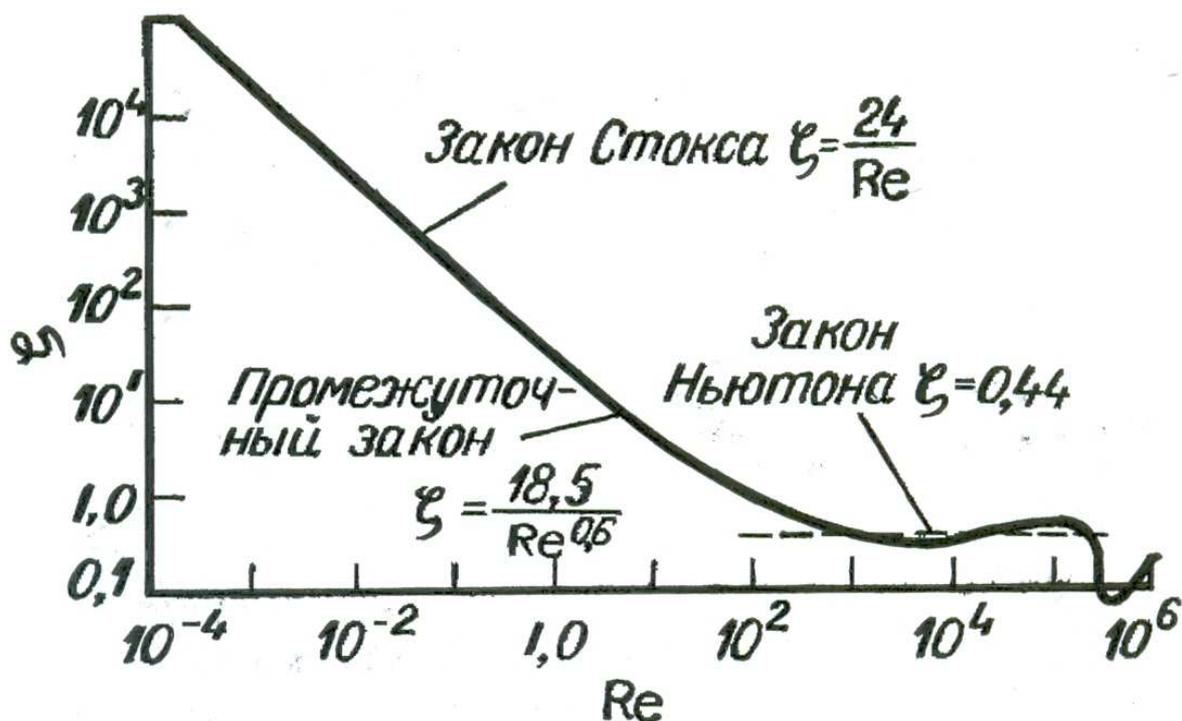


Рис. 5.5. Зависимость ζ от числа Re при движении тел шарообразной формы в жидкостях

На рис. 5.5 представлена зависимость ζ от критерия Рейнольдса при движении шарообразных частиц диаметром d . Этот диаметр и является определяющим размером в критерии Re . Из графика видно, что существуют три различных режима движения, каждому из которых соответствует определенный характер зависимости ζ от Re :

ламинарный режим (область действия закона Стокса) приблизительно при $Re < 2$

$$\zeta = \frac{24}{Re} \quad (5.15)$$

переходный режим при $Re = 2 \div 500$

$$\zeta = \frac{18,5}{Re^{0,6}} \quad (5.16)$$

автомодельный режим (область действия квадратичного закона сопротивления Ньютона) при $\sim 2 \cdot 10^5 > Re > \sim 500$

$$\zeta = 0,44 = \text{const} \quad (5.17)$$

Подстановка в уравнение (5.14) каждого из приведенных выше уравнений для ζ показывает, что при ламинарном режиме сила сопротивления пропорциональна скорости в первой степени, т.е. $R \sim v$, при переходном режиме $R \sim v^{1.4}$, а при автомодельном режиме $R \sim v^2$.

Переход от ламинарного к турбулентному движению жидкости характеризуется критическими значениями чисел Рейнольдса $Re_{кр}$ и Архимеда $Ar_{кр}$

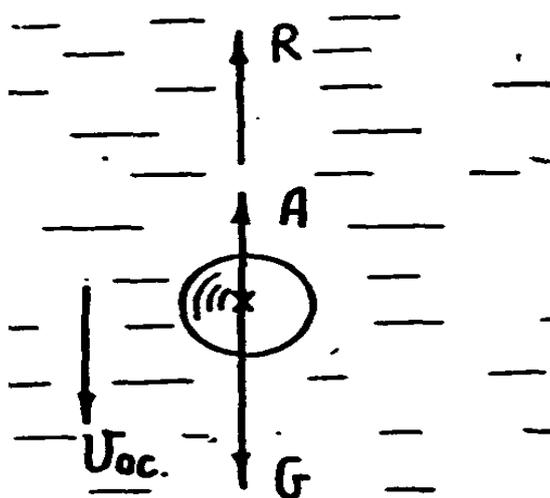


Рис. 5.6. Схема сил, действующих на частицу

$$Re = \frac{V_{oc} \cdot d_э}{\nu} = \frac{V_{oc} \cdot d_э \cdot \rho}{\mu_c} \quad (5.18)$$

$$d_э = \sqrt[3]{\frac{6G_ч}{\pi \rho_ч g}}, \quad (5.19)$$

Число Архимеда:

$$Ar = \frac{g d_э^3}{\nu^2} \cdot \frac{\rho_ч - \rho_c}{\rho_c} \quad (5.20)$$

При значениях $Re_{кр1} < 2$ и $Ar_{кр1} < 36$ движение частицы в жидкости является ламинарным, при $Re_{кр1} > 500$ и $Ar_{кр1} > 83000$ — турбулентным, а при $Re = 2 \div 500$ и $Ar = 36 \div 83000$ имеет место переходная неустойчивая область.

При движении тел, отличающихся по форме от шара, значения коэффициента сопротивления больше и зависят не только от критерия Re , но и от фактора формы Φ , т.е.

$$\zeta = f(Re, \Phi) \quad (5.21)$$

Здесь

$$\Phi = \frac{F_{ш}}{F} \quad (5.22)$$

Например, для куба $\Phi = 0,806$; для цилиндра, высотой в 10 раз превышающей его радиус, $\Phi = 0,69$; для диска, высота которого в 10 раз меньше радиуса, $\Phi = 0,32$. Значения Φ приводятся в справочниках.

Для тел нешарообразной формы определяющим линейным размером в критерии Re служит диаметр эквивалентного шара d , равный диаметру шара, имеющего такой же объем, что и данное тело. Если объем тела V , его масса m , а плотность ρ_t , то значение d может быть найдено из соотношения

$$V = \frac{m}{\rho_t}$$

Скорость осаждения

При падении частицы в жидкости под действием собственного веса в начальный момент времени движение ее происходит с изменяющейся скоростью. Однако с увеличением скорости растет сопротивление движению частицы и соответственно уменьшается ее ускорение. Через короткий промежуток времени наступает динамическое равновесие.

При этом сила кажущегося веса частицы в жидкости, равного разности между силой действительного веса и силой Архимеда, под действием кото-

рой она движется, становится равной силе сопротивления среды. Ускорение движения практически исчезает, и частица начинает двигаться равномерно, с постоянной скоростью, направленной вниз (скорость осаждения), если $\rho_{\text{ч}} > \rho_{\text{с}}$, или вверх (скорость всплывания), если $\rho_{\text{ч}} < \rho_{\text{с}}$.

Таким образом, под скоростью осаждения понимают такую постоянную скорость, которую развивает частица, двигаясь вниз в сопротивляющейся среде под действием силы тяжести.

Условие динамического равновесия сил, действующих на частицу, то есть условие равномерного движения ее в жидкости, записывается в виде:

$$G_{\text{ч}} - A = R \quad (5.23)$$

где подъемная Архимедова сила равна:

$$A = \frac{\pi d_{\text{э}}^3}{6} \cdot \rho_{\text{с}} g \quad (5.24)$$

С учётом (5.24) условие (5.23) принимает вид:

$$R = \frac{\pi \cdot d_{\text{э}}^3}{6} \cdot (\rho_{\text{ч}} - \rho_{\text{с}}) g \quad (5.25)$$

Скорость осаждения при ламинарном режиме движения (закон Стокса) определится как:

$$V_{\text{ос}} = \frac{g \cdot d_{\text{э}}^2 (\rho_{\text{ч}} - \rho_{\text{с}})}{18 \mu_{\text{с}}} \quad (5.26)$$

при турбулентном режиме движения (закон Ньютона):

$$V_{\text{ос}} = 1,74 \sqrt{g \cdot d_{\text{э}} \frac{\rho_{\text{ч}} - \rho_{\text{с}}}{\rho_{\text{с}}}} \quad (5.27)$$

К недостатку формул (5.26) и (5.27) следует отнести то, что пользоваться ими можно лишь в том случае, если заранее известен режим движения частицы. В противном случае удобнее пользоваться критериальными зависимостями. Существует единое критериальное уравнение, справедливое для всех режимов осаждения (уравнение Тодоса):

$$\text{Re}_{\text{ос}} = \frac{Ar}{18 + 0,575 \cdot \sqrt{Ar}} \quad (5.28)$$

и графические зависимости $\text{Re}_{\text{ос}} = f(Ar)$ и $Ly = f(Ar)$, экспериментально определенные для частиц различной формы и приведенные на рис. 5.9, где число Лященко записывается в виде

$$Ly = \frac{\text{Re}_{\text{ос}}^3}{Ar} = \frac{V_{\text{ос}}^3}{\nu \cdot g} \frac{\rho_{\text{с}}}{\rho_{\text{ч}} - \rho_{\text{с}}} \quad (5.29)$$

Скорость осаждения частиц нешарообразной формы меньше, чем скорость осаждения шарообразной формы. Чтобы ее рассчитать, значение скорости осаждения для шарообразных частиц необходимо умножить на поправочный коэффициент ϕ , называемый коэффициентом формы.

Скорость стесненного осаждения (отстаивания)

Законы свободного движения твердых тел в жидкостях применимы лишь в том случае, если концентрация дисперсной фазы очень мала, и ее частицы при движении не соприкасаются одна с другой. В промышленности процессы осаждения очень часто проводятся в ограниченном объеме при большой концентрации дисперсной фазы, т.е. в условиях, когда оседающие частицы могут влиять на движение друг друга.

При отстаивании неоднородных систем наблюдается постепенное увеличение концентрации диспергированных частиц в аппарате по направлению сверху вниз (рис. 5.7)

Над слоем осадка (зона 1) образуется зона сгущенной суспензии (зона 2), в которой происходит стесненное осаждение частиц, сопровождающееся трением между частицами и их взаимными столкновениями. При этом более мелкие частицы тормозят движение более крупных, а частицы больших размеров увлекают за собой мелкие частицы, ускоряя их движение. В результате наблюдается тенденция к сближению скоростей осаждения частиц различных размеров, возникает коллективное, или солидарное, осаждение частиц с близкими скоростями в каждом сечении аппарата, но различными скоростями по его высоте. Постепенное уплотнение обусловлено уменьшением скорости частиц по мере приближения к днищу аппарата. Замедление объясняется тормозящим действием жидкости, вытесняемой осаждающимися частицами и движущейся от неподвижной перегородки

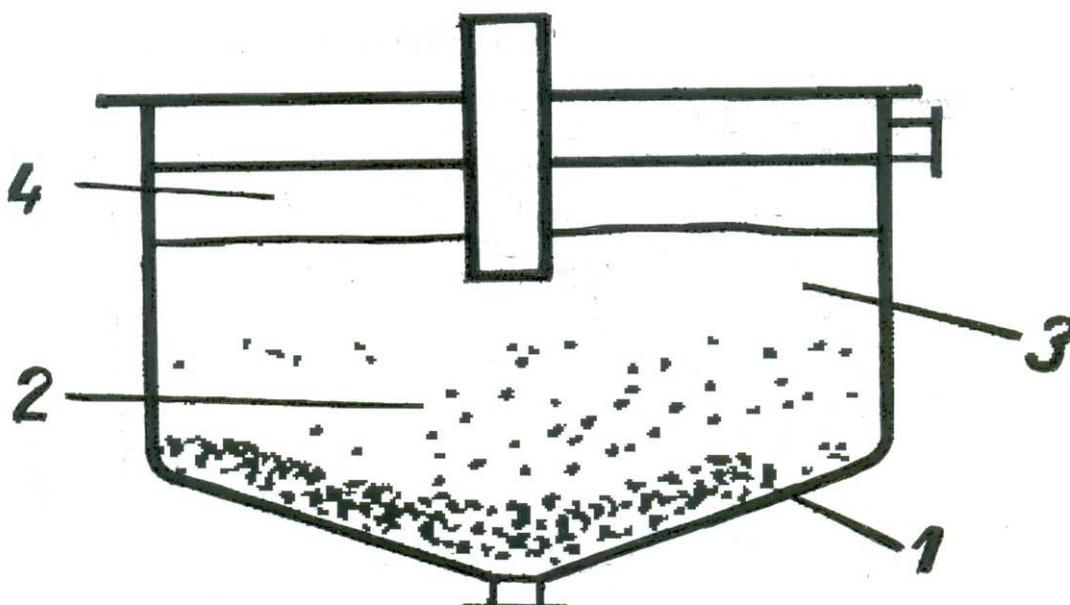


Рис. 5.7. Схема процесса отстаивания:
1 – слой осадка (шлама); 2 – зона сгущенной суспензии;
3 – зона свободного осаждения; 4 – осветленная жидкость.

(днище) в направлении, обратном движению частиц.

Как видно из рис. 5.7, образуется ясно выраженная граница между зоной стесненного осаждения (зона 2) и находящейся выше зоной свободного осаждения (зона 3), над которой располагается осветленная жидкость (зона 4). Такая схема несколько упрощает действительную картину процесса осаждения, которая обычно является еще более сложной вследствие образования между указанными выше основными зонами промежуточных (переходных) зон.

При периодическом процессе отстаивания высота отдельных зон изменяется во времени до момента полного расслоения неоднородной системы на осадок и осветленную жидкость. Это является следствием

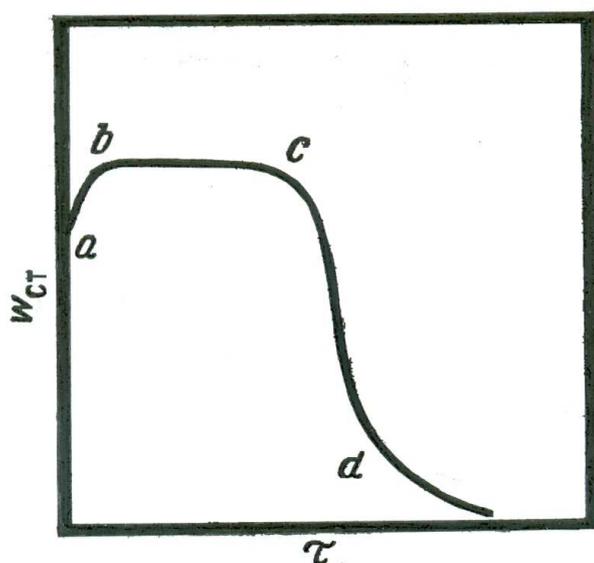


Рис.5.8. Зависимость скорости отстаивания от времени

изменения скорости отстаивания $w_{ст}$ во времени τ (рис. 5.8) В начале отстаивания осаждаются преимущественно более крупные частицы, вызывающие наиболее интенсивное обратное движение жидкости. Однако по мере уменьшения концентрации этих частиц тормозящее влияние обратного тока жидкости ослабевает и скорость отстаивания возрастает (отрезок ab на рис. 5.8) до момента установления динамического равновесия между действующей силой (весом) и силой сопротивления среды. В

последующий период времени совместное (коллективное) осаждение частиц происходит с постоянной скоростью (отрезок bc). Завершающая и наиболее медленная стадия процесса – уплотнение осадка, когда частицы в нем располагаются настолько близко друг к другу, что вытеснение жидкости становится все более затруднительным. На этой стадии процесс отстаивания протекает с уменьшающейся скоростью (отрезок cd).

Скорость стесненного осаждения меньше скорости свободного осаждения. Это объясняется тем, что при стесненном осаждении частицы испытывают не только большее сопротивление среды, но и добавочное сопротивление, обусловленное трением и соударениями частиц. Увеличение сопротивления среды связано в данном случае с динамическим воздействием на нее всей массы осаждающихся частиц, которое приводит, как отмечалось, к возникновению восходящего потока среды, а также с возрастанием вязкости среды.

Прямая задача процесса осаждения

Различают две задачи процесса осаждения под действием силы тяжести: прямую и обратную. В данной работе рассматривается прямая задача осаждения.

Под прямой задачей процесса осаждения понимают определение скорости осаждения при известном диаметре частицы.

Прямая задача осаждения частиц, близких к сферическим, решается с помощью уравнения Тодоса (1.15) или графической зависимости $Re_{oc}=f(Ar)$, изображенной на рис. 1.13

$$V_{oc} = \frac{v}{d_p} \frac{Ar}{18 + 0,6 \cdot \sqrt{Ar}} \quad (5.30)$$

а также с помощью графической зависимости (рис. 1.11) $Ly=f(Ar)$

$$v_{oc} = \sqrt[3]{Ly \cdot v_c \cdot g \cdot \frac{\rho_c - \rho_f}{\rho_c}} \quad , \quad Ly = \frac{Re^3}{Ar} = \frac{v^3}{v_c \cdot g} \cdot \frac{\rho_c}{\rho_c - \rho_f} \quad (5.31)$$

Прямая задача осаждения частиц, отличающихся от гладких сферических, решается аналогично по формуле

$$Re_{oc} = \frac{Ar}{18 \varphi_n^2 + \sqrt{\frac{\varphi_n \cdot \varphi_\phi}{3} Ar}} \quad (5.32)$$

Значение коэффициентов φ_n и φ_ϕ для различных форм частиц приведено в таблице 5.1.

Таблица 5.1

Значения коэффициентов φ_n и φ_ϕ

Форма частиц	φ_n	φ_ϕ
Гладкие сферические	1	1
Округлые	1,18	0,79
Угловатые	1,33	0,69
Продолговатые	1,34	0,51
Пластинчатые	1,53	0,29

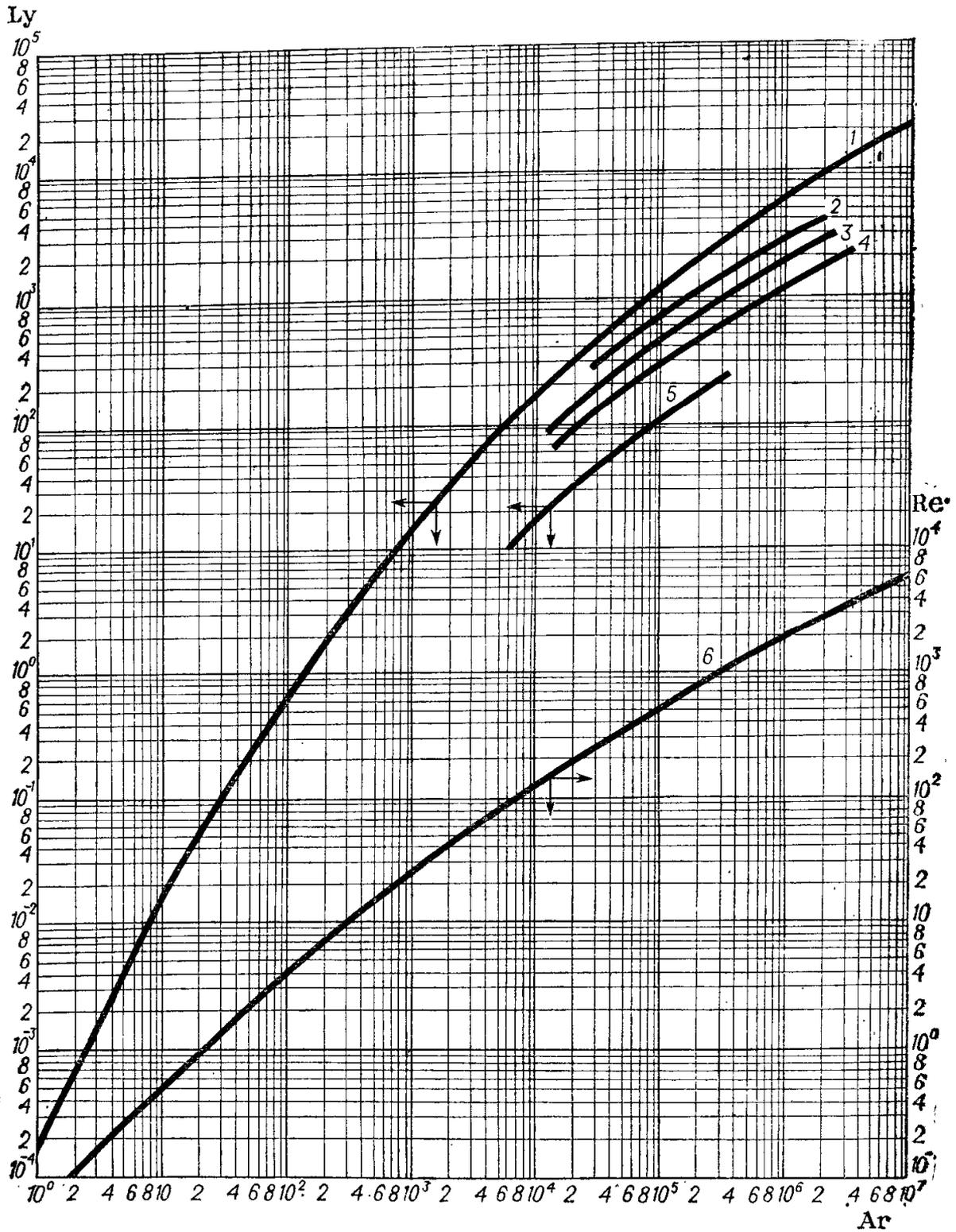


Рис. 5.9. Зависимость критериев Re и Ly от критерия Ar для осаждения одиночной частицы в неподвижной среде: 1 и 6 – шарообразные частицы; 2 – округленные; 3 – угловатые; 4 – продолговатые; 5 – пластинчатые.

Число Лященко: $Ly = \frac{Re^3}{Ar} = \frac{v^3}{v_c \cdot g} \cdot \frac{\rho_c}{\rho_a - \rho_c}$. Число подобия не содержащее размера частиц.

РАЗДЕЛ 6. Движение жидкости (газа) через слой зернистого материала. Основное уравнение фильтрации. Скорость фильтрации. Фильтрование. Уравнение фильтрования Рутса. Способы интенсификации процесса фильтрования. Фильтрование в поле центробежных сил. Псевдоожиженный слой, критические скорости его существования. Зависимость гидравлического сопротивления слоя от скорости движения среды. Гидротранспорт.

Движение чистых жидкостей через неподвижные
зернистые и пористые слои (фильтрация)

Во многих процессах химической технологии происходит движение капельных жидкостей или газов через неподвижные слои материалов, состоящих из отдельных элементов.

Форма и размеры элементов зернистых слоёв весьма разнообразны: мельчайшие частицы слоёв осадка на фильтрах, гранулы, таблетки и кусочки катализаторов или адсорбентов, крупные насадочные тела (в виде колец, седел и т.п.), применяемые в абсорбционных и ректификационных колоннах. При этом зернистые слои могут быть *монодисперсными* или *полидисперсными* в зависимости от того, одинаковы или различны по размеру частицы одного и того же слоя.

При движении чистой жидкости через зернистый слой, когда поток полностью заполняет свободное пространство между частицами слоя, можно считать, что жидкость одновременно обтекает отдельные элементы слоя и движется внутри каналов неправильной формы, образуемых пустотами и порами между элементами. Изучение такого движения, как указывалось, составляет смешанную задачу гидродинамики. Процесс этот называется фильтрацией. Одной из основных задач гидродинамики является определение скорости движения среды через слой зернистого материала и связанных с этим движением затрат энергии. Для упрощения процедуры анализа будем считать, что слой образован монодисперсными частицами шарообразной формы.

При расчёте гидравлического сопротивления зернистого слоя может быть использована зависимость для определения потери давления на трение в трубопроводах:

$$\Delta p = \lambda \frac{l}{d_s} \frac{\rho \cdot v^2}{2} \quad (6.1)$$

Однако коэффициент λ в уравнении (6.1) отражает не только влияние сопротивления трения, но и дополнительных местных сопротивлений, возникающих при движении жидкости по искривленным каналам в слое и обтекании ею отдельных элементов слоя. Таким образом, λ в уравнении (6.1) является общим коэффициентом сопротивления.

Эквивалентный диаметр d_s , соответствующий суммарному поперечному сечению каналов в зернистом слое, может быть определён следующим обра-

зом. Зернистый слой характеризуется размером его частиц, а также удельной поверхностью и долей свободного объёма.

Удельная поверхность a ($\text{м}^2/\text{м}^3$) представляет собой поверхность элементов, или частиц материала, находящихся в единице объёма, занятого слоем.

Доля свободного объёма, или порозность ε , выражает объём свободного пространства между частицами в единице объёма, занятого слоем.

Пористость зернистого слоя равна:

$$\varepsilon_{\text{сл}} = \frac{V_{\text{сл}} - V_0}{V_{\text{сл}}}, \quad (6.2)$$

если $V_{\text{сл}}$ – общий объём, занимаемый зернистым слоем, и V_0 – объём, занимаемый самими элементами, или частицами, образующими слой (в обозначениях), и является величиной безразмерной.

Эквивалентный диаметр канала может быть определен по уравнению:

$$d_{\text{э}} = 4 \left(\frac{\Pi_{\text{см}}}{F_{\text{кан}}} \right) \quad (6.3)$$

Пусть поперечное сечение аппарата, заполненного зернистым слоем, составляет S (м^2), а высота слоя равна H (м.). Тогда объём слоя $V_{\text{сл}} = S \cdot H$ и объём твердых тел (частиц) $V_0 = S \cdot H \cdot (1 - \varepsilon_{\text{сл}})$. Соответственно свободный объём слоя $V_{\text{св}} = S \cdot H \cdot \varepsilon_{\text{сл}}$. Если удельная поверхность частиц слоя равна a , то общая поверхность частиц слоя равна $S \cdot H \cdot a = S_{\text{час}}$.

Смоченный периметр свободного сечения слоя может быть вычислен делением общей поверхности каналов на их среднюю длину, т.е:

$$\Pi_{\text{см}} = \frac{S \cdot H \cdot a}{H \cdot \alpha_{\text{к}}} = \frac{S \cdot H \cdot a}{\alpha_{\text{к}}}, \quad (6.4)$$

$$S \cdot H \cdot a / \alpha_{\text{к}} \cdot H = S \cdot a / \alpha_{\text{к}}.$$

Следовательно, эквивалентный диаметр каналов в зернистом слое выразится отношением:

$$d_{\text{э}} = \frac{4 \left(\frac{S \cdot \varepsilon_{\text{сл}}}{\alpha_{\text{к}}} \right)}{\frac{S \cdot a}{\alpha_{\text{к}}}} = \frac{4 \cdot \varepsilon_{\text{сл}}}{a} \quad \text{или} \quad d_{\text{э}} = \frac{4 \cdot \varepsilon_{\text{сл}}}{a} \quad (6.5)$$

Таким образом, эквивалентный диаметр для зернистого слоя определяется делением учетверённой доли свободного объёма слоя на его удельную поверхность.

Эквивалентный диаметр $d_{\text{э}}$ может быть выражен также через размер частиц, составляющих слой. Пусть в 1м^3 , занимаемом слоем, имеется n частиц. Объём самих частиц равен $(1 - \varepsilon_{\text{сл}})$, а их поверхность составляет a .

Средний объём одной частицы:

$$v_{\text{ч}} = \frac{1 - \varepsilon}{n} = \frac{\pi \cdot d^3}{6}. \quad (6.6)$$

а её поверхность:

$$F_q = \frac{a}{n} = \frac{\pi \cdot d^2}{\Phi}. \quad (6.7)$$

Тогда отношение поверхности частицы к её объёму:

$$\frac{a}{1 - \varepsilon_{cl}} = \frac{6}{\Phi \cdot d} \quad (6.8)$$

откуда:

$$a = \frac{6(1 - \varepsilon_{cl})}{\Phi \cdot d} \quad (3.3)$$

Подставив значение а в уравнение (2), получим:

$$d_3 = \frac{2 \cdot \Phi \cdot \varepsilon_{cl} \cdot d}{3 \cdot (1 - \varepsilon_{cl})} \quad (6.9)$$

В уравнение (6.1) входит действительная скорость жидкости в каналах слоя, которую трудно найти. Поэтому целесообразно выразить её через скорость, условно отнесённую к полному поперечному сечению слоя или аппарата. Эту скорость, равную отношению объёмного расхода жидкости ко всей площади поперечного сечения слоя, называют *фиктивной скоростью* и обозначают символом v_0 . При этом для расчёта действительной скорости условно пренебрегают кривизной каналов, по которым движется жидкость в слое, т.е. считают среднюю длину каналов равной высоте Н слоя ($\alpha_K=1$). Из уравнения неразрывности потока можно записать:

$$q_v = F \cdot v_0 = F \cdot \varepsilon_{cl} \cdot v \quad (6.10)$$

Соотношение между фиктивной и действительной скоростью среды в каналах зернистого слоя имеет вид:

$$v = \frac{v_0}{\varepsilon_{cl}}. \quad (6.11)$$

На самом деле величина ω меньше скорости жидкости в реальных каналах, причём тем в большей степени, чем больше коэффициент кривизны α_K . Однако это различие не оказывает существенного влияния на вид расчётного уравнения для гидравлического сопротивления. Поэтому в уравнение (1) подставляют ω , согласно выражению (3.5), а вместо длины каналов l – общую высоту Н слоя. Кроме того, вместо d_3 в уравнение (3.1) подставляют его выражение в соответствии с зависимостью (3.3). Получаем, после преобразования, следующее выражение для определения сопротивления слоя:

$$\Delta p = \frac{3 \cdot (1 - \varepsilon_{cl})}{2 \cdot \varepsilon_{cl}^3 \cdot \Phi} \cdot \lambda \frac{H}{d} \cdot \frac{\rho \cdot v_0^2}{2} \quad (6.12)$$

Величина коэффициента сопротивления λ , как и при движении жидкости в трубах и движении тел в жидкостях, зависит от гидродинамического режима, определяемого величиной числа Рейнольдса. В данном случае после подстановки v из выражения (3.5) и d_3 , согласно зависимости (3.2), выражение числа Рейнольдса принимает вид:

$$\text{Re} = \frac{\omega d_3 \rho_c}{\mu_c} = \frac{\omega_0 4 \varepsilon_{cl} \rho_c}{\varepsilon_{cl} a \mu_c}$$

или

$$\text{Re} = \frac{4 \cdot v_0 \cdot \rho_c}{a \cdot \mu_c} = \frac{4 \cdot q_v}{a \cdot \mu_c} \quad (6.13)$$

При замене в выражении (3.7) удельной поверхности a её значением из зависимости (3.3) или при прямой подстановке в Re величины d_3 , согласно уравнению (3.4), получают соотношение:

$$\text{Re} = \frac{2}{3} \cdot \frac{\Phi}{1 - \varepsilon_{cl}} \cdot \frac{v_0 \cdot d \cdot \rho_c}{\mu_c} = \frac{2}{3} \cdot \frac{\Phi}{1 - \varepsilon_{cl}} \text{Re}_0 \quad (6.14)$$

где

$$\text{Re}_0 = \frac{v_0 \cdot d \cdot \rho_c}{\mu_c} \quad (6.15)$$

Безразмерный комплекс Re_0 представляет собой модифицированное число Рейнольдса, выраженное через фиктивную скорость жидкости и размер частиц слоя (d – диаметр шара, имеющего тот же объём, что и частица).

Предложен ряд зависимостей для расчёта коэффициента сопротивления λ при различных режимах движения жидкости через слой. Все эти уравнения получены обобщением опытных данных различных исследователей и дают более или менее согласующиеся между собой результаты. Для всех режимов движения применимо, в частности, обобщённое уравнение:

$$\lambda = \frac{133}{\text{Re}} + 2,34 \quad (6.16)$$

В этом уравнении число Re выражается зависимостью (6.14) или (6.16).

Следует отметить, что при движении жидкости (газа) через зернистый слой турбулентность в нём развивается значительно раньше, чем при течении по трубам, причём между ламинарным и турбулентным режимами нет резкого перехода. Ламинарный режим практически существует примерно при $\text{Re} < 50$. В данном режиме для зернистого слоя $\lambda = A/\text{Re}$.

При $\text{Re} < 1$ вторым слагаемым в правой части уравнения (6.16) можно пренебречь и определять λ по уравнению:

$$\lambda = \frac{133}{\text{Re}} \quad (6.17)$$

При $\text{Re} > 7000$ наступает автомодельная область турбулентного режима движения в зернистом слое, тогда можно пренебречь первым слагаемым в правой части уравнения (3.10). В этом случае:

$$\lambda \approx 2,34 = \text{const}$$

$$(6.18)$$

Уравнение фильтрования Рутса. Способы интенсификации процесса фильтрования. Фильтрование в поле центробежных сил.

Фильтрованием называют процесс разделения суспензий с использованием пористых перегородок, которые задерживают твердую фазу суспензии и пропускают ее жидкую фазу.

Суспензии – неоднородные системы, состоящие из жидкости и взвешенных в ней твердых частиц. В зависимости от размеров твердых частиц (в мкм) суспензии условно подразделяют на грубые (более 100), тонкие (0,5-100) и мути (0,1-0,5).

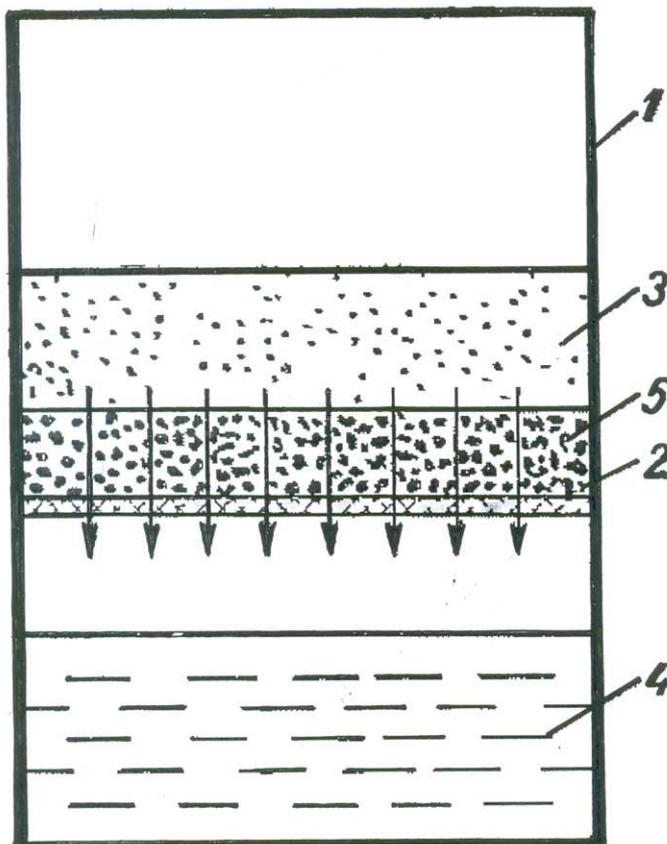


Рис.6.1. Схема процесса фильтрования:
1 – фильтр; 2 – фильтровальная перегородка;
3 – суспензия; 4 – фильтрат; 5 – осадок.

Разделение суспензии, состоящей из жидкости и взвешенных в ней твердых частиц, производят при помощи фильтра (рис. 6.1), который в простейшем виде является сосудом, разделенным на две части фильтровальной перегородкой. Суспензию помещают в одну часть этого сосуда так, чтобы она соприкасалась с фильтровальной перегородкой. В разделенных частях сосуда создают разность давлений, под действием которой жидкость проходит через поры фильтровальной перегородки, причем твердые частицы задерживаются на ее поверхности. Таким образом, суспензия разделяется на чистый фильтрат и влажный осадок. Этот процесс разделения суспензии называют фильтрованием с образованием осадка.

Иногда твердые частицы проникают в поры фильтровальной перегородки и задерживаются там, не образуя осадка. Такой процесс называют фильтрованием с закупориванием пор. Возможен также промежуточный вид фильтрования, когда твердые частицы проникают в поры фильтровальной перегородки и образуют на ней слой осадка.

Разность давлений по обе стороны фильтровальной перегородки создают разными способами, в результате чего осуществляют различные процессы фильтрации.

Наиболее предпочтительным является фильтрование с образованием осадка, когда закупоривания пор фильтровальной перегородки твердыми частицами с соответствующим увеличением ее сопротивления почти не происходит. Такой вид фильтрации наблюдается при достаточно высокой концентрации твердой фазы в суспензии, причем эту концентрацию условно можно принять более 1 объемн. %. При указанной концентрации над входами в поры фильтровальной перегородки быстро образуются сводики из твердых частиц, пропускающие жидкую фазу суспензии, но задерживающие другие твердые частицы.

Если в процессе фильтрации разделяемая суспензия находится над фильтровальной перегородкой, то фильтрование сопровождается стесненным или свободным осаждением твердых частиц суспензии под действием силы тяжести. Осаждение твердых частиц усложняет процесс фильтрации и влияет на его закономерности. Образование слоя осадка увеличивает гидравлическое сопротивление перегородки и снижает скорость процесса. Образование осадка на фильтровальной перегородке играет и положительную роль. Слой осадка представляет собой дополнительную фильтровальную перегородку, способствующую более полному извлечению твердой фазы из суспензии и получению фильтрата более высокой чистоты.

Осадки, получаемые на фильтровальной перегородке при разделении суспензий, подразделяют на несжимаемые и сжимаемые. Под несжимаемыми понимают такие осадки, в которых пористость, т.е. отношение объема пор к объему осадка, не уменьшается при увеличении разности давлений. Пористость сжимаемых осадков уменьшается, а их гидравлическое сопротивление потоку жидкой фазы возрастает с увеличением разности давлений. К числу практически несжимаемых можно отнести осадки, состоящие из частиц неорганических веществ размером более 100 мкм, например из частиц песка, кристаллов карбоната кальция и бикарбоната натрия. К сильно сжимаемым относятся осадки гидратов окисей металлов, например алюминия, железа, меди, а также осадки, состоящие из легко деформируемых агрегатов, которые образуются из первичных мелких кристаллов.

Уравнения фильтрации

Скорость фильтрации. Важным показателем работы фильтра является скорость фильтрации, определяемая как объем фильтрата, проходящего в единицу времени через единицу поверхности фильтровальной перегородки.

Скорость процесса пропорциональна движущей силе и обратно пропорциональна сопротивлению. Обычно ввиду небольшого размера пор в слое осадка и фильтровальной перегородке, а также малой скорости движения

жидкой фазы в порах можно считать, что фильтрование протекает в ламинарной области. Как показывает опыт, при таком условии скорость фильтрования в каждый данный момент прямо пропорциональна разности давлений, но обратно пропорциональна вязкости жидкости фазы и общему гидравлическому сопротивлению слоя осадка и фильтровальной перегородки. Так как в общем случае в процессе фильтрования значения разности давлений и гидравлического сопротивления слоя осадка с течением времени изменяются, переменную скорость фильтрования (м/сек) выражают в дифференциальной форме:

$$W = \frac{dV_{\phi}}{S_{\phi} d\tau} = \frac{dq}{d\tau} \quad (6.19)$$

$q = \frac{V_{\phi}}{S_{\phi}}$ — удельный объем фильтрата (объем фильтрата, полученный с единицы поверхности фильтрования).

В соответствии с изложенным, основное дифференциальное уравнение фильтрования имеет вид:

$$\frac{dV_{\phi}}{S_{\phi} d\tau} = \frac{\Delta p}{\mu_{\phi} (R_{oc} + R_{\phiп})} \quad (6.20)$$

Из уравнений (2.1) и (2.2) следует, R_{oc} и $R_{\phiп}$ выражаются в m^{-1} . Величину $R_{\phiп}$ в процессе фильтрования можно считать приблизительно постоянной, пренебрегая некоторым возможным ее увеличением вследствие проникания в поры перегородки новых твердых частиц. Величина R_{oc} с возрастанием толщины слоя осадка изменяется от нуля в начале фильтрования до максимального значения в конце процесса.

Для интегрирования уравнения (2.2) необходимо установить зависимость между сопротивлением слоя осадка и объемом полученного фильтрата. Учитывая пропорциональность объемов осадка и фильтрата, обозначим отношение объема осадка к объему фильтрата через x_0 (объемная концентрация твердой фазы в единице объема фильтрата)

$$x_0 = \frac{V_{oc}}{V_{\phi}} \quad (6.21)$$

Тогда объем осадка будет равен ($x_0 \cdot V_{\phi}$). Объем осадка равен произведению высоты слоя осадка на площадь поперечного сечения фильтровальной перегородки $h_{oc}S$, где h_{oc} — высота слоя осадка в м. Следовательно:

$$x_0 V_{\phi} = h_{oc} S_{\phi} . \quad (6.22)$$

Высота равномерного слоя осадка на фильтровальной перегородке составит

$$h_{oc} = x_0 \frac{V_{\phi}}{S_{\phi}} \quad (6.23)$$

Сопротивление слоя осадка можно выразить равенством

$$R_{oc} = r_0 h_{oc} = r_0 x_0 \frac{V_\phi}{S_\phi} \quad (6.24)$$

Из равенства (6.24) следует, что величина (r_0 - удельное сопротивление единицы высоты слоя осадка) характеризует сопротивление, оказываемое потоку жидкой фазы равномерным слоем осадка толщиной 1 м.

Подставив значение R_{oc} из равенства (6.24) в уравнение (6.20), получим

$$\frac{dV_\phi}{S_\phi d\tau} = W = \frac{\Delta p}{\mu_\phi \left(r_0 x_0 \frac{V}{S} + R_{\phi n} \right)} \quad (6.25)$$

Приняв, что сопротивлением фильтровальной перегородки можно пренебречь ($R_{\phi n}=0$), с учётом равенства (6.23) из уравнения (6.25) найдём:

$$r_0 = \frac{\Delta p}{\mu_\phi h_{oc} W} \quad (6.26)$$

При $\mu_\phi=1$ Н·сек/м²; $h_{oc}=1$ м. и $W=1$ м/сек величина $r_0=\Delta p$. Таким образом, удельное сопротивление осадка численно равно разности давлений, необходимой для того, чтобы жидкая фаза с вязкостью 1 Н·сек/м² фильтровалась со скоростью 1 м/сек сквозь слой осадка толщиной 1 м. Очевидно, что эта гипотетическая разность давлений, которая на практике не используется, должна быть очень велика. Для сильно сжимаемых осадков значение r_0 достигает 10¹² м⁻² и более.

Удельное сопротивление осадка является важнейшей и самой сложной физической величиной в теории фильтрования. Действие различных факторов на процесс фильтрования всегда может быть сведено к изменению величины удельного сопротивления осадка под действием этих факторов. Все факторы, влияющие на процесс фильтрования суспензий, в общем случае можно подразделить на гидродинамические и физико-химические. Гидродинамические факторы – это пористость осадка, размер частиц, их удельная поверхность, сферичность и равномерность укладки. Физико-химические факторы – это степень коагуляций и пептизации твердых частиц суспензии; содержание в ней смолистых и коллоидных примесей, закупоривающих поры осадка; влияние электрокинетического потенциала, возникающего на границе раздела твердой и жидкой фаз и уменьшающего сечение пор; наличие сольватной оболочки на частицах осадка. Вследствие совместного проявления гидродинамических и физико-химических факторов невозможно вычислить аналитически величину удельного сопротивления осадка как функцию всех указанных выше факторов, поэтому величину удельного сопротивления – осадка определяют опытным путем.

Приняв $V_\phi=0$, что соответствует началу фильтрования, когда на фильтровальной перегородке ещё не образовался слой осадка, из уравнения (2.5) получим:

$$R_{\phi n} = \frac{\Delta p}{\mu_{\phi} W} \quad (6.27)$$

При $\mu_{\phi}=1$ Н·сек/м² и $W=1$ м/сек величина $R_{\phi n}=\Delta p$. Это означает, что сопротивление фильтровальной перегородки численно равно разности давлений, необходимой для того, чтобы жидкая фаза с вязкостью 1 Н·сек/м² проходила сквозь фильтровальную перегородку со скоростью 1м/сек. Для ряда фильтровальных перегородок величина $R_{\phi n}$ имеет порядок 10^{10} м⁻¹

Уравнение фильтрации при постоянной разности давлений

При $\Delta p=\text{const}$ и неизменной температуре для фильтра данной конструкции и выбранной фильтровальной перегородки все входящие в уравнение (2.5) величины, за исключением V_{ϕ} и τ , постоянны. Проинтегрируем это уравнение в пределах от 0 до V_{ϕ} и от 0 до τ :

$$\int_0^{V_{\phi}} \mu_{\phi} \left(r_0 x_0 \frac{V_{\phi}}{S_{\phi}} + R_{\phi n} \right) dV_{\phi} = \int_0^{\tau} \Delta p S_{\phi} d\tau \quad (6.28)$$

или

$$\mu_{\phi} r_0 x_0 \frac{V_{\phi}^2}{2 S_{\phi}} + \mu_{\phi} R_{\phi n} V_{\phi} = \Delta p S_{\phi} \tau$$

Разделив обе части последнего уравнения на $\mu_{\phi} r_0 x_0 / 2 S_{\phi}$

Окончательно получим:

$$V_{\phi}^2 + 2 \frac{R_{\phi n} S_{\phi}}{r_0 x_0} V_{\phi} = 2 \frac{\Delta p S_{\phi}^2}{\mu_{\phi} r_0 x_0} \tau \quad (6.29)$$

Уравнение (2.8) показывает непосредственно зависимость продолжительности фильтрации от объёма фильтрата.

Рассмотрим некоторые закономерности фильтрации при постоянной разности давления с образованием несжимаемого осадка на несжимаемой фильтровальной перегородке. Расчетное уравнение фильтрации, известное как уравнение Рутса.

$$q^2 + 2Cq = K\tau \quad (6.30)$$

«С» и «К» — размерные комплексы, составленные из постоянных для процесса фильтрации величин. Эти комплексы называют константами фильтрации и их значения равны

$$C = \frac{R_{\phi n}}{rx} \quad \text{и} \quad K = \frac{2 \Delta p}{\mu_{\phi} rx} \quad (6.31)$$

В выражения (6.31) входят удельное сопротивление осадка r и фильтровальной перегородки $R_{\phi n}$. Величину удельного сопротивления осадка, как

было указано ранее, не удастся определить расчетным путем, и ее находят экспериментально, не удастся рассчитать и сопротивление фильтровальной перегородки, поэтому значения констант фильтрации определяют экспериментально. Процессы фильтрации, которые при прочих равных условиях отличаются только значениями перепада давления, будут характеризоваться равными значениями константы К.

Переменными величинами в уравнении (2.9) являются время процесса фильтрации τ и удельный объем фильтрации $q = \frac{V_\phi}{S_\phi}$. Решив это уравне-

ние относительно удельного объема, можно для заданной продолжительности процесса фильтрации определить объем полученного фильтрата как $V_\phi = qS_\phi$. Уравнение (6.29) позволяет решить и обратную задачу: при известном удельном объеме фильтрата рассчитать продолжительность процесса фильтрации.

Уравнение фильтрации при постоянной скорости процесса. Для фильтрации при постоянной скорости производную $dV_\phi/d\tau$ можно заменить равным отношением конечных величин V_ϕ/τ . После такой замены, решая уравнение (6.29) относительно Δp , находим:

$$\Delta p = \mu_\phi r_0 x_0 \frac{V_\phi^2}{S_\phi^2 \tau} + \mu_\phi R_{\phi n} \frac{V_\phi}{S_\phi \tau} \quad (6.32)$$

Умножив и разделив первое слагаемое правой части этого уравнения на τ и, приняв во внимание, что постоянная скорость фильтрации

$$W = \frac{V_\phi}{S_\phi \tau}, \quad (6.33)$$

получим

$$\Delta p = \mu_\phi r_0 x_0 W^2 \tau + \mu_\phi R_{\phi n} W \quad (6.34)$$

Уравнение (6.34) показывает, что при $W = \text{const}$ разность давлений возрастает по мере увеличения продолжительности фильтрации.

Это уравнение применимо к несжимаемым осадкам; при использовании его для сжимаемых осадков следует иметь в виду зависимость удельного сопротивления осадка от разности давлений.

Уравнение фильтрации при постоянных разности давлений и скорости. Такой вид фильтрации осуществим, если чистая жидкость фильтруется сквозь слой осадка неизменной толщины при постоянной разности давлений. Промывку осадка на фильтре способом вытеснения, когда над осадком находится слой промывной жидкости, можно рассматривать как фильтрацию промывной жидкости сквозь слой осадка неизменной толщины при постоянных разности давлений и скорости.

$$V = \frac{\Delta p S_\phi}{\mu_\phi (r_0 h_{oc} + R_{\phi n})} \cdot \tau \quad (6.35)$$

Это уравнение даёт зависимость объёма фильтрата от продолжительности фильтрования чистой жидкости, в частности промывной жидкости. Поскольку в рассматриваемом случае $\Delta p = \text{const}$, уравнение (6.35) применимо для несжимаемых и сжимаемых осадков.

Определение констант фильтрования, удельного сопротивления осадка и сопротивления фильтровальной перегородки

Поделив левую и правую части уравнения (6.30) qK , получим

$$\frac{\tau}{q} = 2 \frac{C}{K} + \frac{1}{K} q \quad (6.36)$$

Так как значения величин μ_ϕ , r , x , $R_{\phi n}$ и Δp в процессе фильтрования при постоянной разности давления остаются неизменными, то уравнение (6.36) в координатах τ/q и q является уравнением прямой линии, наклоненной к оси абсцисс под углом, тангенс которого равен $\frac{1}{K}$, и отсекающей на оси ординат (при $q=0$) отрезок, равный $2 \frac{C}{K}$.

Для определения констант фильтрования проводят опыт по разделению суспензии с помощью фильтра при постоянной разности давления. В течение опыта замеряют ряд соответствующих друг другу значений q и τ . По данным опыта в координатах $\tau/q \div q$ наносят точки, через которые наилучшим образом проводят прямую линию, для которой определяют тангенс угла наклона α и отрезок A , отсекаемый ею на оси ординат. По этим данным рассчитывают значения констант как

$$K = \frac{1}{\text{tg } \alpha} \quad (6.37)$$

$$C = \frac{1}{2} KA = \frac{A}{2 \text{tg } \alpha} \quad (6.38)$$

Зная константы фильтрования, можно на основании выражений (6.37) и (6.38) определить удельное сопротивление осадка и сопротивление фильтровальной перегородки как

$$r = \frac{2 \Delta p}{K \mu_\phi x} \quad (2.19) \quad R_{\phi n} = Crx = 2 \frac{C \Delta p}{K \mu_\phi x} \quad (6.39)$$

Определив удельное сопротивление осадка и зная x , можно рассчитать величину константы K для фильтрования при других значениях разности давления.

Псевдооживленный слой, критические скорости его существования.

Зависимость гидравлического сопротивления слоя от скорости движения среды. Гидротранспорт.

Псевдооживленный слой. В химической промышленности широко используется оборудование для проведения технологических процессов в кипящем слое. Аппараты с кипящим слоем используются для перемещения и смешивания сыпучих материалов, для проведения процессов обжига, теплообмена, сушки, адсорбции, каталитических и других процессов. Такое широкое распространение процессов в кипящем слое обусловлено рядом их преимуществ. Псевдооживлению подвергаются частицы значительно меньших размеров, чем частицы материалов, находящиеся в неподвижном слое. Гидравлическое сопротивление кипящего слоя при этом относительно невелико, а уменьшение размеров частиц приводит к увеличению поверхности их контакта с потоком и снижает сопротивление диффузии внутри частиц при вза-

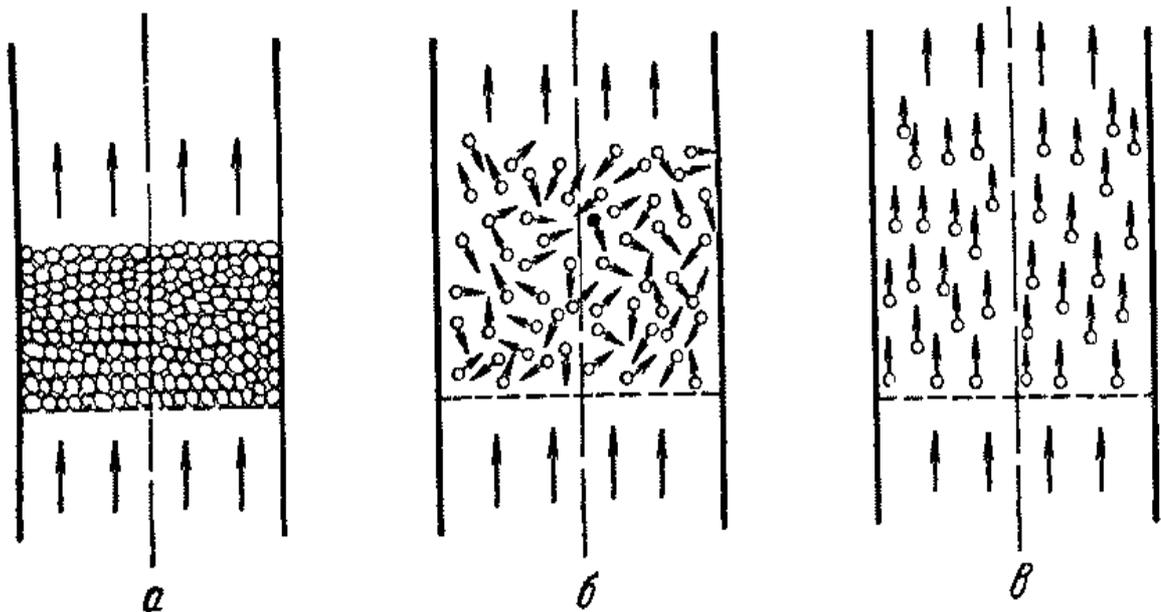


Рис. 6.2. Движение газа в слое твердых частиц: а — неподвижный слой; б — кипящий (псевдооживленный) слой; в - унос твердых частиц потоком (пневмотранспорт).

имодействии между твёрдой и газовой (или жидкой) фазами. В результате возрастает скорость протекания многих процессов.

Закономерности движения жидкостей через зернистые слои, рассмотренные выше, соблюдаются практически при любых скоростях потока, но лишь при движении его сверху вниз. Когда поток движется снизу вверх, эти зако-

номерности применимы лишь при условии, что скорость потока не превышает величины, при которой неподвижность слоя нарушается.

На рис.6.2 показаны три возможных состояния слоя твёрдых частиц в зависимости от скорости восходящего потока.

При относительно небольших скоростях подвижной среды зернистый слой остаётся неподвижным (рис.6.2, а), и его характеристики (удельная поверхность, порозность и т.д.) не меняются с изменением скорости потока. Когда скорость достигает некоторой критической величины, слой перестаёт быть неподвижным, его порозность и высота начинают увеличиваться, слой приобретает текучесть и переходит как бы в кипящее (псевдоожигенное) состояние. В таком слое твёрдые частицы интенсивно перемещаются в потоке в различных направлениях (рис.6.2, б), и весь слой напоминает кипящую жид-

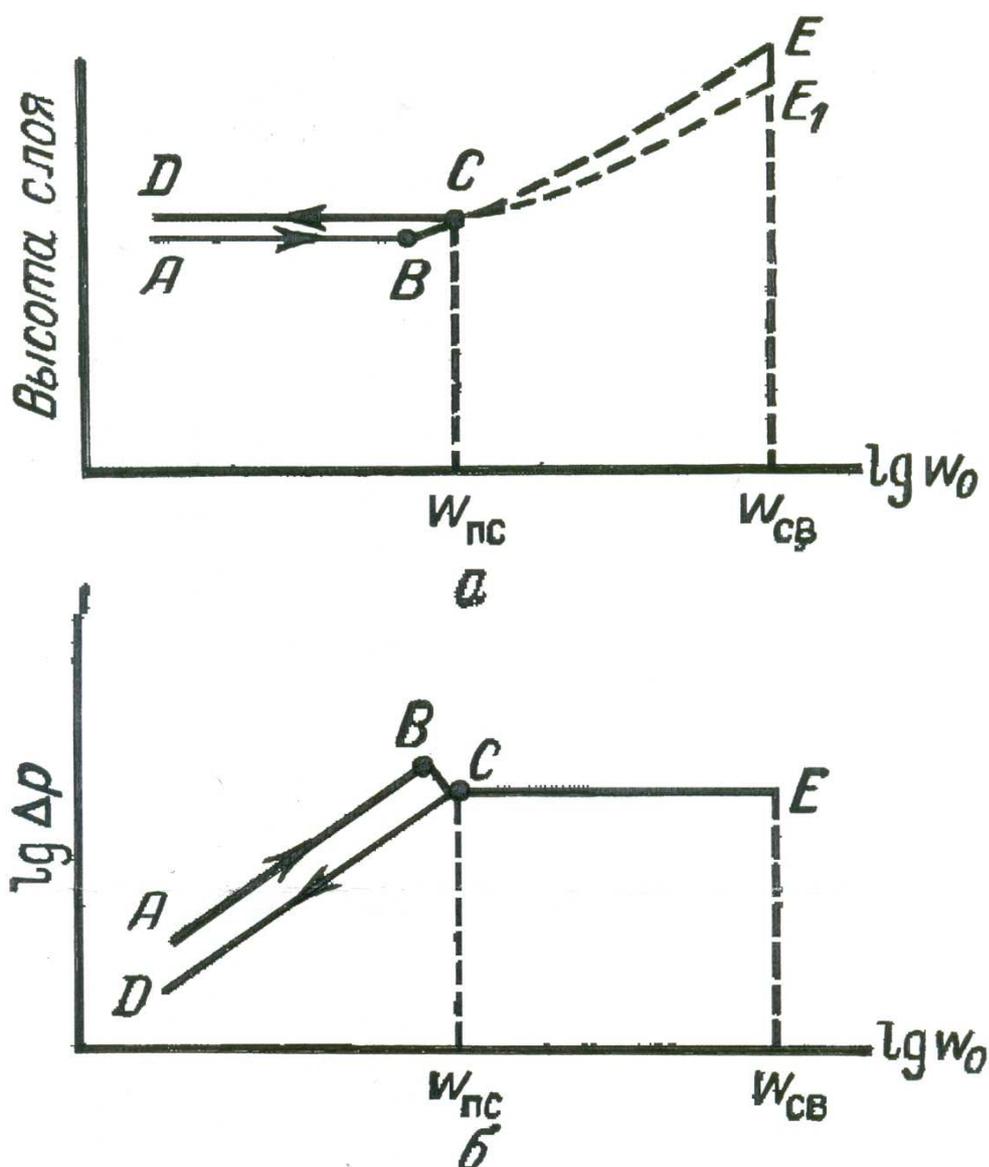


Рис. 6.3. Зависимости высоты зернистого слоя (а) и его гидравлического сопротивления (б) от скорости потока

кость, ограниченную ясно выраженной верхней границей раздела с потоком,

прошедшим слой. При этом газ или жидкость, в восходящем потоке которых осуществляется псевдооживление слоя, называют оживающей, или псевдооживающей средой. При применении газовой псевдооживающей среды в большинстве случаев через слой интенсивно пробулькивают пузырьки газа, поэтому такой слой получил название «кипящего слоя».

При дальнейшем увеличении скорости потока порозность слоя и его высота продолжают возрастать вплоть до того момента, когда скорость достигает нового критического значения, при котором слой разрушается и твёрдые частицы начинают уноситься потоком (рис. 6.2, в). Явление массового уноса твёрдых частиц потоком газа называют пневмотранспортом и используют в промышленности для перемещения сыпучих материалов.

Типичные графики изменения высоты зернистого слоя и перепада давлений в нём (гидравлического сопротивления) в зависимости от фиктивной скорости газа (скорости, отнесённой ко всему сечению аппарата) представлены на рис.6.3 а.

Скорость, при которой нарушается неподвижность слоя и он начинает переходить в псевдооживлённое состояние, называют *скоростью псевдооживления* и обозначают через ω_{nc} . При увеличении скорости газа до величины, равной ω_{nc} , сопротивление зернистого слоя, как следует из рис.6.3.б возрастает с увеличением ω_0 , а его высота практически не изменяется (линия ABC на рис.6. 3., а).

Начало псевдооживления наступает при равенстве силы гидравлического сопротивления слоя весу всех частиц. Однако в действительности перепад давлений в слое, соответствующий точке В (рис. 6.3., б), т.е. непосредственно перед началом псевдооживления (точка С), несколько больше величины, необходимой для поддержания слоя во взвешенном состоянии. Это объясняется действием сил сцепления между частицами слоя, находящегося в покое. Когда скорость потока достигает значения ω_{nc} , частицы преодолевают силы сцепления и перепад давлений становится равным весу частиц, приходящемуся на единицу площади поперечного аппарата.

Из рис. 6.3. б видно, что указанное условие выполняется для всей области существования псевдооживлённого слоя (линия СЕ), вплоть до того момента, когда скорость достигает величины, при которой слой разрушается и начинается массовый унос частиц потоком. Эту скорость называют *скоростью уноса*, или, иначе, *скоростью свободного витания* частиц, и обозначают символом ω_{cv} . Последнее название обусловлено тем, что при массовом уносе порозность слоя столь велика (ϵ приближается к 1), что движение отдельных частиц можно считать не зависящим от воздействия других частиц слоя. Каждая отдельная частица свободно витает, т.е. не осаждается и не уносится потоком, при условии, что её вес в среде уравновешивается силой сопротивления, возникающей при обтекании частицы потоком. Значение ω_{cv} может быть найдено исходя из этого условия. Малейшее превышение скорости ω_0 над величиной ω_{cv} приводит к уносу частицы.

Таким образом, условие витания частицы в восходящем потоке идентично условию равномерного осаждения частицы в неподвижной среде. Поэтому скорости $\omega_{св}$ можно определять так же, как скорости осаждения $\omega_{ос}$.

В случае уменьшения скорости потока после псевдооживления слоя наблюдается явление гистерезиса: зависимость гидравлического сопротивления неподвижного слоя от скорости потока выражается не линией ABC (рис. 6.3. б), а прямой CD, расположенной ниже. Это связано с тем, что порозность неподвижного слоя по окончании его псевдооживления становится несколько выше, чем до псевдооживления. Последнее подтверждается также данными рис. 6.3. а – высота неподвижного слоя после псевдооживления (ордината линии CD) больше, чем она была до псевдооживления (ордината линии AB). Если вновь начать подачу газа в образованный путём псевдооживления более порозный слой, то при увеличении скорости получается зависимость, соответствующая линии CD, и явление гистерезиса уже не наблюдается.

Пределы существования псевдооживленного слоя ограничены, следовательно, снизу скоростью псевдооживления $\omega_{пс}$ и сверху – скоростью витания $\omega_{вс}$.

Отношение рабочей скорости ω_0 , величина которой должна находиться в пределах между $\omega_{пс}$ и $\omega_{св}$ к скорости начала псевдооживления называют *числом псевдооживления* и обозначают символом K_ω :

$$K_\omega = \frac{\omega_0}{\omega_{пс}} \quad (6.40)$$

Число псевдооживления характеризует интенсивность перемешивания частиц и состояние псевдооживленного слоя. Опытным путём найдено, что во многих случаях интенсивное перемешивание достигается уже при $K_\omega=2$. Устойчивое кипение обеспечивается при значениях $K_\omega=2-4$. Численное значение коэффициента зависит от размера частиц, для мелких 2, для крупных 4. Устанавливаются обычно практически для каждого конкретного технологического процесса и могут изменяться в довольно широких пределах.

При $\omega_0 > \omega_{пс}$ т.е. при $K_\omega > 1$, характеристики кипящих слоёв неодинаковы при их псевдооживлении с помощью газа или капельной жидкости. Эти характеристики зависят также от величины K_ω .

Полностью *однородное псевдооживление* практически возможно лишь при псевдооживлении твёрдых частиц в потоке капельной жидкости. При этом увеличение скорости сверх $\omega_{пс}$ приводит к соответствующему возрастанию высоты слоя без каких-либо заметных колебаний его верхней границы. Расстояние между частицами в данном случае увеличивается постепенно, а жидкость движется в свободном объёме между ними сплошным потоком.

Однако чаще всего в промышленности используют процессы псевдооживления в системе газ – твёрдая фаза. Для этой системы псевдооживление, как правило, является *неоднородным*: часть газа движется через слой не сплошным потоком, а в виде пузырей, которые разрушаются, достигнув верхней границы слоя, что вызывает колебания высоты слоя. На рис. 6.3, а показаны

пунктиром (линии СЕ и СЕ₁) пределы колебания высоты псевдооживленного слоя.

Основные гидродинамические характеристики псевдооживленных слоёв находят следующими методами.

Скорость псевдооживления ω_{nc} наиболее надёжно определяют на лабораторных или полупромышленных установках измерением сопротивления Δp слоя в зависимости от фиктивной скорости ω_0 . Результаты измерений обычно представляют графически в виде зависимости типа приведённой на рис.6.3. б.

Расчётным путём величина ω_{nc} может быть определена исходя из указанного выше условия равенства сопротивления слоя весу твёрдой фазы, отнесённому к единице площади поперечного сечения аппарата.

В литературе предложен ряд зависимостей для вычисления ω_{nc} , полученных на основе различных уравнений для расчёта гидравлического сопротивления слоя. Так, при подстановке выражения (6.16) для коэффициента сопротивления λ в уравнение (6.1) находим следующую зависимость гидравлического сопротивления от различных фактов:

$$\Delta p = \frac{3}{2} \cdot \frac{1 - \varepsilon_{cl}}{\varepsilon_{cl}^3 \Phi} \left(\frac{133}{Re} + 2,34 \right) \frac{H}{d} \cdot \frac{\rho_c \omega_0^2}{2} \quad (6.41)$$

или после подстановки значения Re из выражения (6.14)

$$\begin{aligned} \Delta p &= \frac{3}{2} \cdot \frac{1 - \varepsilon_{cl}}{\varepsilon_{cl}^3 \Phi} \left[\frac{3 \cdot 133 \mu_c (1 - \varepsilon_{cl})}{2 \Phi \omega_0 d \rho_c} + 2,34 \right] \frac{H}{d} \cdot \frac{\rho_c \omega_0^2}{2} = \\ &= 150 \frac{(1 - \varepsilon_{cl})^2 \mu_c H \omega_0}{\varepsilon_{cl}^3 \Phi^2 d^2} + 1,75 \frac{1 - \varepsilon_{cl}}{\varepsilon_{cl}^3 \Phi} H \frac{\rho_c \omega_0^2}{d} \quad (6.42) \end{aligned}$$

Вес твёрдых частиц в слое G_T , отнесённый к 1 м² поперечного сечения S аппарата (с учётом архимедовой силы), равен:

$$\frac{G_m}{S} = \frac{(\rho_m - \rho_c) g S H (1 - \varepsilon_{cl})}{S} = g (\rho_m - \rho_c) (1 - \varepsilon_{cl}) H \quad (6.43)$$

Приравнявая Δp величина G_T/S и проводя сокращения, получим:

$$150 \frac{(1 - \varepsilon_{cl}) \mu_c H \omega_{nc}}{\varepsilon_{cl}^3 \Phi^2 d^2} + 1,75 \frac{\omega_{nc}^2 \rho_c}{\varepsilon_{cl}^3 \Phi d} = g (\rho_m - \rho_c) \quad (6.44)$$

Умножим обе части этого уравнения на $d^3 \rho_c / \mu_c^2$. Тогда:

$$150 \frac{(1 - \varepsilon_{cl}) \omega_{nc} d \rho_c}{\varepsilon_{cl}^3 \Phi^2 \mu_c} + 1,75 \frac{\omega_{nc}^2 d^2 \rho_c^2}{\varepsilon_{cl}^3 \Phi \mu_c^2} = \frac{d^3 \rho_c^2 g}{\mu_c^2} \cdot \frac{\rho_m - \rho_c}{\rho_c}$$

или

$$150 \frac{(1 - \varepsilon_{cl})}{\varepsilon_{cl}^3 \Phi^2} \text{Re}_{0,nc} + \frac{1,75}{\varepsilon_{cl}^3 \Phi} \text{Re}_{0,nc}^2 = Ar \quad (6.45)$$

Для частиц округлой формы, близкой к шарообразной, величина поверхностного фактора Φ близка к единице, а средняя порозность слоя может быть принята равной $\approx 0,4$. В данном случае путём приближённого решения квадратного уравнения (13) получают следующее выражение критического значения Re_0 , при котором начинается псевдооживление:

$$\text{Re}_{0,nc} = \frac{Ar}{1400 + 5,22\sqrt{Ar}} \quad (6.46)$$

При расчёте скорости псевдооживления с помощью этого уравнения вычисляют сначала значение критерия Ar , затем находят величину $\text{Re}_{0,nc}$ из уравнения (6.46) и по ней, пользуясь выражением (6.15), - величину ω_{nc} .

В случае $\omega_0 > \omega_{nc}$ с увеличением скорости слой расширяется и доля его свободного объёма возрастает. При этом высота псевдооживленного слоя H_{nc} и первоначальная высота неподвижного слоя H_n связаны зависимостью:

$$H_{nc}(1 - \varepsilon_{nc}) = H_n(1 - \varepsilon_n) \quad (6.47)$$

Расчёт скорости витания $\omega_{св}$, при которой происходит разрушение слоя и массовый унос частиц, как указывалось, проводят аналогично расчёту скорости свободного осаждения частиц $\omega_{ос}$. Например, по уравнению, пригодному для всех режимов движения частиц:

$$\text{Re}_{0,св} = \frac{Ar}{18 + 0,575\sqrt{Ar}} \quad (6.48)$$

Определение основных гидродинамических характеристик псевдооживленных слоев

В области существования псевдооживленного слоя, начиная от скорости начала псевдооживления и до скорости начала выноса, гидравлическое сопротивление слоя ΔP сохраняет свое постоянное значение. Величина гидравлического сопротивления псевдооживленного слоя теоретически определяется из простых соображений равновесия сил:

$$\Delta P = \frac{G_{сл.каж.}}{S_{ап}} \quad (6.49)$$

Вес частиц твердой фазы (вес слоя) $G_{сл.каж.} = V_{ч}(\rho_{ч} - \rho_{с})g$ (4.50)

$$V_{ч} = V_{сл}(1 - \varepsilon_{сл}), \quad \varepsilon_{сл} = \frac{V_{сл} - V_{ч}}{V_{сл}} \quad (6.51)$$

Совместное решение уравнений (6.49) — (6.51) с учетом того, что объем слоя

$$V_{сл} = HS_{ап} \quad (6.52)$$

дает формулу для определения гидравлического сопротивления псевдооживленного слоя

$$\Delta P = H(1 - \varepsilon_{cl})(\rho_c - \rho_c)g \quad (6.53)$$

Согласно (3.19) и (3.20) для любой порозности

$$H(1 - \varepsilon_{cl}) = H_0(1 - \varepsilon_0) \quad (6.54)$$

Из последнего уравнения можно определить при любой известной порозности высоту псевдооживленного слоя

$$H = H_0 \frac{1 - \varepsilon_0}{1 - \varepsilon_{cl}} \quad (6.55)$$

Основной гидравлической зависимостью псевдооживленного слоя является зависимость между числом Рейнольдса, Архимеда и порозностью, то есть

$$\Phi(Ar, Re, \varepsilon) = 0 \quad (6.56)$$

Конкретный вид этой зависимости выражается формулой Тодоса

$$Re = \frac{Ar \cdot \varepsilon^{4,75}}{18\varphi_n^2 + \sqrt{Ar \cdot \frac{1}{3} \varphi_n \varphi_\phi \varepsilon^{4,75}}} \quad (6.57)$$

$$Re = \frac{\omega d}{\nu} \quad \text{— число Рейнольдса;} \quad (6.58)$$

$$Ar = \frac{gd^3}{\nu} \cdot \frac{\rho_c - \rho_c}{\rho_c} \quad \text{— число Архимеда;} \quad (6.59)$$

Значения коэффициентов φ_n и φ_ϕ приведены в таблице 6.1.

$$\text{Число Лященко } Ly = \frac{Re^3}{Ar} = \frac{\nu^3}{\nu_c \cdot g} \cdot \frac{\rho_c}{\rho_c - \rho_c}$$

Таблица 6.1

Значения коэффициента удельной поверхности частиц φ_n , и коэффициента формы и шероховатости поверхности частиц φ_ϕ

Форма частиц	φ_n	φ_ϕ
Гладкие сферические	1	1
Округлые	1,18	0,79
Угловатые	1,33	0,69
Продолговатые	1,34	0,51
Пластинчатые	1,53	0,29

РАЗДЕЛ 7. Конвективный теплообмен. Закон Ньютона – Рихмана. Тепловое излучение. Закон Стефана – Больцмана. Закон Киргофа. Взаимное излучение тел. Сложный теплообмен. Числа подобия тепловых процессов. Критериальные уравнения тепловых процессов. Основное уравнение теплопередачи. Средняя движущая сила процесса теплопередачи

Тепловое излучение

Длины волн теплового излучения лежат в основном в инфракрасной части спектра и имеют длину $0,8 \div 40 \text{ мк}$. Твердые тела обладают сложным сплошным спектром излучения: они испускают волны при любой температуре. Однако интенсивность излучения возрастает с увеличением температуры, и при $t \geq 600 \text{ }^\circ\text{C}$ лучистый теплообмен между телами приобретает решающее значение.

Поток лучей, испускаемый нагретым телом, попадая на поверхность другого тела, частично поглощается, частично отражается, частично проходит сквозь тело без изменений.

Баланс обмена:

$$Q_t = Q_{t \text{ погл}} + Q_{t \text{ omp}} + Q_{t \text{ np}}, \quad (7.1)$$

где Q_t – общая энергия падающих на тело лучей; $Q_{t \text{ погл}}$ – энергия, поглощенная телом; $Q_{t \text{ omp}}$ – энергия, отраженная телом; $Q_{t \text{ np}}$ – энергия, прошедшая сквозь тело без изменений.

$$\frac{Q_{t \text{ погл}}}{Q_t} + \frac{Q_{t \text{ omp}}}{Q_t} + \frac{Q_{t \text{ np}}}{Q_t} = 1, \quad (7.2)$$

если $\frac{Q_{t \text{ погл}}}{Q_t} = 1$ – тело абсолютно черное; если $\frac{Q_{t \text{ omp}}}{Q_t} = 1$ – тело абсолютно белое; если $\frac{Q_{t \text{ np}}}{Q_t} = 1$ – тело абсолютно прозрачное.

Закон Стефана – Больцмана. Закон Кирхгофа

Количество энергии, излучаемое телом в единицу времени во всем интервале длин волн единицей поверхности тела, характеризует лучеиспускательную способность тела:

$$j_t = E = \frac{Q_t}{F \cdot \tau}, \left[\frac{\text{Вт}}{\text{м}^2} \right] \quad (7.3)$$

Лучеиспускательная способность абсолютно черного тела:

$$j_{t0} = E_0 = K_0 \cdot T^4 \cdot \left[\frac{Bm}{m^2} \right] \quad (7.4)$$

$K_0 = 5,67 \cdot 10^{-8}$, $\left[\frac{Bm}{m^2 \cdot K} \right]$ – константа лучеиспускания абсолютно черного тела.

$$j_{t0} = E_0 = C_0 \cdot \left(\frac{T}{100} \right)^4, \text{ где } C_0 = K_0 \cdot 10^8 \quad (7.5)$$

Все тела, существующие в природе, относятся к категории серых тел. Необходимо уметь определять количество тепла, испускаемое серым телом. В соответствии с законом Кирхгофа отношение излучающей способности серого тела к лучеиспускательной способности черного тела при одинаковой температуре является величиной постоянной и равной относительному коэффициенту лучеиспускания серого тела (степени черноты). Тогда применительно к серым телам имеем:

$$q_t = \varepsilon \cdot C_0 \cdot \left(\frac{T}{100} \right)^4, \quad (7.6)$$

где $\varepsilon = \frac{C}{C_0}$ – относительный коэффициент лучеиспускания, или степень черноты.

Взаимное излучение тел

В практике широко используется процесс передачи теплоты (за счет лучеиспускания) от одного тела к другому. Количество тепла $Q_{tл}$, передаваемого посредством излучения от более нагретого тела, имеющего температуру T_1 [K], к менее нагретому телу с температурой T_2 [K], определяемая по формуле:

$$Q_{tл} = C_{1-2} \cdot F \cdot \tau \cdot \left[\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \right] \cdot \varphi \quad (7.7)$$

C_{1-2} – коэффициент взаимного излучения, $C_{1-2} = \frac{1}{\frac{1}{C_1} + \frac{1}{C_2} + \frac{1}{C_0}}$.

$$C_{1-2} = \varepsilon_{np} \cdot C_0, \text{ где } \varepsilon_{np} \text{ – приведенная степень черноты, } \varepsilon_{np} = \varepsilon_1 \cdot \varepsilon_2. \quad (7.8)$$

Это уравнение показывает, что для эффективного обмена лучистой энергией между телами они должны находиться одно внутри другого. Так устроены топки котлов. Продукты горения топлива омывают трубы с водой. В этом случае угловой коэффициент $\varphi = 1$.

Теплоотдача. Уравнение Ньютона – Рихмана

В практике очень часто осуществляется процесс передачи тепла при омывании твердой поверхности потоком подвижной среды. Температуры поверхности и среды, как правило, не равны между собой.

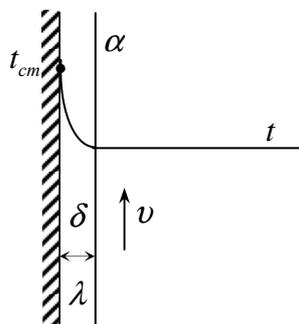


Рис.7.1 Схема осуществления процесса теплоотдачи

В этом случае, в зависимости от разности температур, наблюдается тепловой поток, направленный от стенки к жидкости или наоборот. Величина этого потока определяется по уравнению теплоотдачи (уравнение Ньютона – Рихмана):

$$q_t = \alpha \cdot F \cdot (t_{cm} - t_{жс}) \quad (7.9)$$

Коэффициент конвективной теплоотдачи α представляет собой количество теплоты, передаваемой в единицу времени через единицу поверхности при разности температур в один градус:

$$\alpha = \frac{q_t}{F \cdot (t_c - t_{жс})}, \quad \left[\frac{Вт}{м^2 \cdot К} \right] \quad (7.10)$$

Коэффициент теплоотдачи зависит от большого числа факторов (формы и размера тела; режима движения среды; температуры жидкости, теплофизических свойств среды; геометрии канала, по которому движется жидкость, и т.п.).

Коэффициент теплоотдачи определяется из критериальных уравнений, полученных в результате экспериментальных исследований. Определение коэффициента теплоотдачи является одной из основных задач теории теплопереноса.

Сложная теплоотдача

При контакте с подвижной среды со стенкой (рис. 7.1) помимо потока теплоотдачи существует поток тепла за счет теплоизлучения. Передача тепла за счет теплоотдачи и теплоизлучения называется сложной.

Количество тепла, отдаваемого стенкой путем теплового излучения при $\varphi = 1$ и $C_{1-2} = \varepsilon_{np} \cdot C_0 = 5,67 \cdot \varepsilon_{np}$, определяется по формуле:

$$q_{t,л} = 5,67 \cdot F \cdot \left[\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \right] \quad (7.11)$$

Умножив и разделив правую часть на t_{cm} и $t_{жс}$, приведем его к виду:

$$q_{t_{л}} = \alpha_{л} \cdot F \cdot [t_{cm} - t_{жс}], \text{ где:}$$

$$\alpha_{л} = \frac{5,67 \cdot \varepsilon_{HP} \cdot \left[\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \right]}{[t_{cm} - t_{жс}]}, \left[\frac{Вт}{м^2 \cdot град} \right] \quad (7.12)$$

Суммарный тепловой поток (определяемый суммой конвективного и лучистого теплообмена) равен:

$$q_t = q_{t_{к}} + q_{t_{л}} = \alpha_{к} \cdot F \cdot (t_{cm} - t_{жс}) + \alpha_{л} \cdot F \cdot (t_{cm} - t_{жс}) \quad (7.13)$$

или

$$q_t = (\alpha_{к} + \alpha_{л}) \cdot F \cdot (t_{cm} - t_{жс}) \quad (7.14)$$

$$\alpha_{к} + \alpha_{л} = \alpha_{общ}, \left[\frac{Вт}{м^2 \cdot град} \right] \quad (7.15)$$

$$q_t = \alpha_{общ} \cdot F \cdot (t_{cm} - t_{жс}) \quad (7.16)$$

Для расчета теплообмена поверхности с неподвижной воздушной средой суммарный коэффициент теплоотдачи можно определить по формуле:

$$\alpha = 9,74 + 0,07 \cdot (t_{cm} - t_{cp}), \left[\frac{Вт}{м^2 \cdot град} \right] \quad (7.17)$$

Уравнение можно использовать при температуре стенки ниже $150^\circ C$.

В качестве высокотемпературного энергоносителя используются продукты горения различных видов топлив. Для приближенной оценки коэффициента теплоотдачи от продуктов горения к нагреваемой поверхности можно использовать уравнение:

$$\alpha_{л} = 0,0256 \cdot T_{cp} - 9,3 \left[\frac{Вт}{м^2 \cdot ^\circ C} \right] \quad (7.18)$$

Уравнение справедливо при температурах продуктов горения выше $300^\circ C$.

Теплопередача

Процесс теплообмена между двумя жидкостями, разделенными твердой стенкой, называется теплопередачей.

Теплопередача осуществляется совместным действием нескольких способов переноса тепловой энергии:

1. Теплоотдача от горячей жидкости к стенке.
2. Теплопроводность внутри стенки.
3. Теплоотдача с поверхности стенки к холодной жидкости.

Количество теплоты, передаваемое от одной жидкости к другой, можно определить следующим образом.

Рассмотрим стационарный процесс

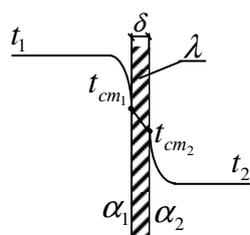


Рис. 7.2 Схема осуществления процесса теплопередачи

теплопередачи. Считаем коэффициенты теплоотдачи постоянными. При этих условиях тепловой поток, передаваемый от горячей среды к стенке, равен тепловому потоку, проходящему через стенку, и тепловому потоку от стенки к холодной жидкости. Тепловой поток слева:

$$q_t = \alpha_1 \cdot F \cdot (t_1 - t_{cm_1}) \quad (7.19)$$

Тепловой поток, передаваемый через стенку:

$$q_t = \frac{\lambda \cdot F}{\delta} \cdot (t_{cm_1} - t_{cm_2}) \quad (7.20)$$

Тепловой поток справа:

$$q_t = \alpha_2 \cdot F \cdot (t_{cm_2} - t_2) \quad (7.21)$$

Уравнения (7.19-7.21) преобразуем таким образом, чтобы в правой части каждого уравнения осталась разница температур. Преобразованные уравнения сложим и в результате получим:

$$\frac{q_t}{F} \cdot \left(\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2} \right) = (t_1 - t_2) \quad (7.22)$$

Полученное уравнение решаем относительно теплового потока:

$$q_t = K \cdot F \cdot (t_c - t_{жс}) \quad (7.23)$$

Полученное уравнение называется основным уравнением теплопередачи. Коэффициент K называется коэффициентом теплопередачи и равен:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2}}, \left[\frac{Вт}{м^2 \cdot К} \right] \quad (7.24)$$

Коэффициент теплопередачи равен количеству теплоты, передаваемой в единицу времени через единицу поверхности при разности температур в 1° .

Если теплопередача осуществляется через цилиндрическую стенку, то уравнение теплопередачи примет несколько иной вид.

Тепловой поток слева от среды 1 к стенке:

$$q_t = \alpha_b \cdot F_b \cdot (t_1 - t_{cm_1}) = \alpha_b \cdot 2 \cdot \pi \cdot r_b \cdot L \cdot (t_1 - t_{cm_1}) \quad (7.25)$$

Тепловой поток через стенку:

$$q_t = \frac{\lambda \cdot 2 \cdot \pi \cdot L}{\ln \frac{r_H}{r_{bH}}} \cdot (t_{CT1} - t_{CT2}) \quad (7.26)$$

Тепловой поток справа от стенки к среде 2:

$$q_t = \alpha_H \cdot 2 \cdot \pi \cdot r_H \cdot L \cdot (t_{CT2} - t_2) \quad (7.27)$$

Преобразуем полученные уравнения таким образом, чтобы в правой части остались разности температур. Сложим, левые и правые части уравнений. В результате получим:

$$\frac{q_t}{2 \cdot \pi \cdot L} \cdot \left(\frac{1}{\alpha_b \cdot r_b} + \frac{1}{\lambda} \cdot \ln \frac{r_H}{r_b} + \frac{1}{\alpha_H \cdot r_H} \right) = (t_1 - t_2) \quad (7.28)$$

Полученное уравнение решим относительно $q_t = K_R \cdot 2 \cdot \pi \cdot L \cdot (t_1 - t_2)$, (7.29)

Если $\frac{\delta}{d_b} = 0,3 \div 0,4$, то можно воспользоваться для оценки теплового потока уравнением для плоской стенки.

Критериальные уравнения для расчета коэффициента теплоотдачи

Критериальные уравнения для расчета коэффициентов теплоотдачи при различной организации этого процесса можно найти в специальной литературе. Некоторые уравнения приведены в таблице 7.1.

Таблица 7.1

Критериальные уравнения для расчета коэффициентов теплоотдачи

	Уравнение	Пределы применения
Течение в трубах	$Nu = 0,021 \cdot Re^{0,8} \cdot Pr^{0,43} \cdot \left(\frac{Pr}{Pr_{cm}}\right)^{0,25}$	$Re \geq 10^4$
	$Nu = 0,008 \cdot Re^{0,9} \cdot Pr^{0,43}$	$2300 < Re < 10^4$
	$Nu = 1,4 \cdot \left(Re \cdot \frac{d}{L}\right)^{0,4} \cdot Pr^{0,33} \cdot \left(\frac{Pr}{Pr_{cm}}\right)^{0,25}$	$Gr \leq 4 \cdot Re \cdot Nu$, $Re > 10$, $\frac{L}{d} > 10$
Обтекание труб	$Nu = 0,56 \cdot Re^{0,5} \cdot Pr^{0,36} \cdot \left(\frac{Pr}{Pr_{cm}}\right)^{0,25} \cdot \varepsilon_\varphi$	$Re < 10^3$ для коридорных и шахматных пучков
	$Nu = 0,22 \cdot Re^{0,65} \cdot Pr^{0,36} \cdot \left(\frac{Pr}{Pr_{cm}}\right)^{0,25} \cdot \varepsilon_\varphi$	$Re > 10^3$ для коридорных пучков
	$Nu = 0,4 \cdot Re^{0,6} \cdot Pr^{0,36} \cdot \left(\frac{Pr}{Pr_{cm}}\right)^{0,25} \cdot \varepsilon_\varphi$	$Re > 10^3$ для шахматных пучков
свободная конвекция вертикальная труба	$Nu = 0,76 \cdot (Gr \cdot Pr_{ж})^{0,25} \cdot \left(\frac{Pr_{ж}}{Pr_c}\right)^{0,25}$	$(10^3 < Gr \cdot Pr \leq 10^9)$
	$Nu = 0,15 \cdot (Gr \cdot Pr)^{0,33} \cdot \left(\frac{Pr_{ж}}{Pr_c}\right)^{0,25}$	$(Gr \cdot Pr > 10^9)$
горизонтальная труба	$Nu = 0,50 \cdot (Gr \cdot Pr)^{0,25} \cdot \left(\frac{Pr_{ж}}{Pr_c}\right)^{0,25}$	$(10^3 < Gr \cdot Pr \leq 10^9)$

РАЗДЕЛ 8. Теплообмен при фазовых превращениях. Конденсация. Пленочная конденсация пара на внутренних и внешних поверхностях. Теплообмен при капельной конденсации пара. Интенсификация теплообмена при конденсации. Конденсация в двух- и много компонентных системах.

Теплоотдача при конденсации из парогазовой среды.

Кипение. Механизм процесса теплообмена при пузырьковом кипении. Теплоотдача при пузырьковом кипении в условиях свободного движения и вынужденной конвекции. Механизм теплообмена при пленочном кипении жидкостей. Теплоотдача при пленочном кипении. Кризисы теплообмена при кипении в каналах и большом объеме. Критическая тепловая нагрузка.

Коэффициент теплоотдачи при конденсации (Нуссельта).
Конденсация пара на вертикальной стенке

В химической и родственных отраслях промышленности в больших масштабах в качестве теплоносителя используется насыщенный водяной пар. Эта распространенность обусловлена высокими качественными показателями водяного пара. К числу таковых относятся большая теплота конденсации, относительно малая плотность. Передача теплоты от пара к нагреваемой среде осуществляется за счет процесса теплопередачи. Греющий пар при этом конденсируется на поверхности теплопередачи. Скорость передачи тепла от конденсирующего пара характеризуется коэффициентом теплоотдачи от пара к стенке. Первое уравнения для определения коэффициента теплоотдачи к стенке предложил Нуссельт. Ниже приводится вывод уравнения для расчета коэффициента теплоотдачи.

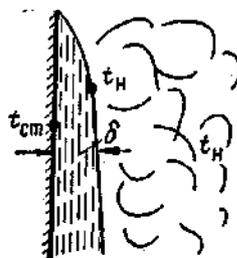


Рис.8.1 Расчетная схема для определения коэффициента теплоотдачи при конденсации насыщенного пара на вертикальной стенке.

Рассматривается стационарный процесс конденсации насыщенного пара.

В процессе теплообмена с охлаждающей стенкой происходит конденсация пара на поверхности стенки. На стекающую по поверхности стенки жидкость (конденсат) действуют силы тяжести и внутреннего трения жидкости. Под действием этих сил жидкость стекает вниз по стенке. Толщина пленки жидкости изменяется по высоте стенки. В состав математической модели течения пленки конденсата входят уравнения тепловой энергии и силового равновесия.

$$\frac{d^2 t}{dy^2} = 0 ; \quad \mu \cdot \frac{d^2 v}{dy^2} = \rho \cdot g \quad (8.1)$$

Граничные условия имеют вид: при $y = 0, t = t, v = 0$; при $y = \delta, t = t_n, \frac{dv}{dy} = 0$.

Трением на границе пар-жидкость пренебрегаем. Интегрирование уравнения энергии дает:

$$\frac{dt}{dy} = (t_n - t_{cm}) / \delta. \quad (8.2)$$

Коэффициент теплоотдачи будет равен:

$$\alpha = \frac{\lambda}{\delta}. \quad (8.3)$$

Если тепло передается только поперек стенки, то $\alpha = \lambda / \delta$, но толщина пленки конденсата δ - неизвестна, т.к. изменяется по высоте стенки. Толщина зависит от количества сопротивляющегося конденсата. Массовый расход последнего при ширине пленки $e \delta$:

$$q_m = \rho \cdot v \cdot e \cdot \delta. \quad (8.4)$$

На участке длиной dx приращение равно:

$$dq_m = d(\rho \cdot t \cdot \delta) \quad (8.5).$$

Это приращение, с другой стороны равно:

$$dq_m = \frac{j_t \cdot t \cdot l \cdot dx}{r}. \quad (8.6)$$

Это приращение равно $d(q_m) = l \cdot t \cdot e \cdot dx / r$

Но с другой стороны из соображений теплопроводности плотность теплового потока:

$$j_t = \lambda \cdot \frac{dt}{dy} = \frac{\lambda \cdot (t_n - t_{cm})}{\delta}; \quad (8.7)$$

Приращение расхода жидкости будет равно:

$$dq_m = \frac{\lambda \cdot (t_n - t_{cm}) \cdot l \cdot dx}{r} \quad (8.8)$$

В уравнениях (8.6) и (8.8) равны левые, а следовательно, и правые части

$$d(\rho \cdot v \cdot e \cdot \delta) = \frac{\lambda \cdot (t_n - t_{cm}) \cdot l \cdot dx}{\delta \cdot r}. \quad (8.9)$$

чтобы проинтегрировать его необходимо знать закономерности изменения V отсюда получаем

$$\delta = \sqrt[4]{\frac{4 \cdot \mu \cdot \lambda \cdot (t - t_n)}{r \cdot g \cdot \rho^2}}. \quad (8.10)$$

подставляем значение δ в уравнение для α :

$$\alpha = \frac{\lambda}{\delta} = \sqrt[4]{\frac{t \cdot g \cdot \rho^2 \cdot \lambda^4}{(t - t_c) \cdot x}} \quad (8.11)$$

Получили выражение для расчета значения местного коэффициента теплоотдачи. Теперь усредним его по поверхности:

$$\alpha = \frac{1}{n} \cdot \int \alpha dx \quad (8.12)$$

После подстановки значений и преобразования, получаем уравнение для расчета среднего по поверхности коэффициента теплоотдачи при конденсации на вертикальной стенке:

$$\alpha = 0,943 \cdot \sqrt[4]{\frac{r \cdot g \cdot \rho^2 \cdot \lambda^3}{4\mu \cdot (t_n - t_{cm}) \cdot H}} \quad (8.13)$$

Коэффициент теплоотдачи от конденсирующегося пара к поверхности одиночной горизонтальной трубы равен:

$$\alpha = 0,728 \cdot \sqrt[4]{\frac{r \cdot g \cdot \rho^2 \cdot \lambda^3}{4\mu \cdot (t_n - t_{cm}) \cdot d}} \quad (8.14)$$

При конденсации пара на пучке горизонтальных труб вводится поправочный коэффициент, зависящий от расположения труб в пространстве (коридорное или шахматное) и количества рядов труб по вертикали:

$$\alpha = 0,728 \cdot \varepsilon \cdot \sqrt[4]{\frac{r \cdot g \cdot \rho^2 \cdot \lambda^3}{4\mu \cdot (t_n - t_{cm}) \cdot d}} \quad (8.15)$$

Значение коэффициента определяют по графику. В частном случае при конденсации водяного пара уравнение принимает вид:

$$\alpha = 1,28 \cdot \varepsilon \cdot \sqrt[4]{\frac{r \cdot g \cdot \rho^2 \cdot \lambda^3}{4\mu \cdot (t_n - t_{cm}) \cdot d}} \quad (8.16)$$

В химической аппаратуре теплоотдача от конденсирующегося пара осуществляется, как правило, в условиях пленочной конденсации. При пленочной конденсации термическое сопротивление практически полностью сосредоточено в пленке конденсата, температура которой со стороны стенки принимается равной температуре стенки $t_{ст}$, а со стороны пара – температуре насыщения t_H пара (рис. 8.1). По сравнению с термическим сопротивлением пленки соответствующее сопротивление паровой фазы пренебрежимо мало. Режим течения пленки является функцией числа Рейнольдса: с увеличением толщины пленки ламинарное течение пленки, имеющей гладкую поверх-

ность, переходит в волновое, а затем становится турбулентным. Кроме физических свойств конденсата (плотности, вязкости, теплопроводности) на теплоотдачу влияет шероховатость стенки, ее положение в пространстве и размеры стенки; в частности, с увеличением шероховатости поверхности и высоты вертикальной стенки пленка конденсата утолщается книзу (см. рис.8.1). Обобщенное уравнение для определения коэффициента теплоотдачи от конденсирующихся паров имеет вид

$$Nu = f(Ga, Pr, K). \quad (8.17)$$

причем на основе обработки опытных данных эту функцию можно представить уравнением

$$Nu = C \cdot (Ga \cdot Pr \cdot K)^{0,25}. \quad (8.18)$$

где $K = \frac{r}{c_{жк} \cdot \Delta t}$ — число Кирпичева характеризующее изменение агрегатного состояния, или критерий конденсации [r — теплота конденсации; $c_{жк}$ — теплоемкость конденсата; $\Delta t = t_{п} - t_{cm}$ $\Delta t = t_{н} - t_{ст}$]. Входящие в (3) числа Ga и Pr отнесены к пленке конденсата.

Выражение для критерия конденсации K находят путем подобного преобразования дифференциального уравнения, характеризующего граничные условия. Это уравнение получают, приравнявая количество тепла, выделяющегося при конденсации пара на элементе поверхности dF стенки и отводимого через пленку конденсата посредством теплопроводности (по закону Фурье). Критерий K следует рассматривать как меру отношения теплового потока, затрачиваемого на фазовое превращение, к теплоте перегрева или переохлаждения фазы при температуре ее насыщения.

При пленочной конденсации переменной, лимитирующей теплоотдачу, является толщина пленки конденсата. Скорость же пара обычно не достигает величины, достаточной для срыва пленки, и в условия однозначности не входит. Обобщенное уравнение для пленочной конденсации вместо критериев Re и Fr (в отдельности) включает производный критерий Галилея:

$$Ga = \frac{Re^2}{Fr} = \frac{g \cdot l^3}{\nu^2}, \quad (8.19)$$

который представляет отношение сил тяжести к силам вязкого трения, действующих на более тяжелую фазу в двухфазном потоке пар – конденсат.

Подставив в уравнение (8.14) выражения чисел подобия:

$$Nu = \frac{\alpha \cdot l}{\lambda}; \quad Ga = \frac{g \cdot l^3 \cdot \rho_{ж}^2 \cdot \lambda_{ж}^3}{\mu_{ж}^2}; \quad Pr = \frac{c_{ржс} \cdot \mu_{ж}}{\lambda_{ж}}; \quad K = \frac{r}{c_{ржс} \cdot \Delta t}.$$

и сократив подобные члены, получим

$$\alpha = C \cdot \sqrt[4]{\frac{r \cdot g \cdot \rho^2 \cdot \lambda^3}{4\mu \cdot (t_{п} - t_{cm}) \cdot H}}. \quad (8.20)$$

где l (Н) - определяющий геометрический размер.

Величину температурного напора $\Delta t = t_n - t_{ct}$ в уравнении практически трудно определить. Более удобно выражать α в форме зависимости критерия $Nu_{пл}$, отнесенного к пленке конденсата, от числа $Re_{пл}$ в более явном виде отражающего гидродинамику процесса.

Теплообмен при кипении

Кипением называется процесс парообразования в толще жидкости. Кипение можно создать нагревом поверхности или тепловыделением в объеме. Кипение как процесс используется для образования паров кипящей жидкости. Используется в технике для получения пара высоких параметров на тепловых электростанциях. Пар высоких параметров используется как рабочее тело для получения механической энергии. Механическая энергия используется в система паровая турбина – электрогенератор для превращения механической энергии в электрическую энергию. Отработанный насыщенный пар используется затем как теплоноситель на промышленных предприятиях. Кипение жидкостей используется в таком широко применяемом процессе как ректификация.

Наибольшее практическое применение представляет кипение на поверхности. Кипение связано с образованием пузырей пара у поверхности нагрева. Для возникновения парового пузыря необходим перегрев жидкости относительно (выше) температуры насыщения (кипения). Его значение зависит от чистоты жидкости и наличия центров парообразования. У поверхности, от которой отводится тепло, перегрев максимален, центрами парообразования служат неровности поверхности (впадины). В зависимости от плотности теплового потока и других факторов на поверхности образуются либо отдельные пузыри, либо сплошной слой пара, а кипение называется соответственно, пузырьковым или пленочным. При пузырьковом кипении жидкость непосредственно омывает поверхность между центрами парообразования. При пленочном кипении слой пара отделяет большую часть поверхности от массы жидкости. От парового слоя отделяются конгломераты пара. Пар, покрывающий поверхность, уменьшает интенсивность теплообмена во много раз, поэтому переход от пузырькового кипения к пленочному, при постоянной плотности теплового потока, может сопровождаться резким возрастанием температуры поверхности нагрева (кризис теплообмена кипения).

Механизм отвода тепла от поверхности связан с конвективным движением жидкости и пара, а также с процессом превращения жидкости в пар за счет скрытой теплоты парообразования. Движение жидкости у поверхности в значительной мере определяется динамикой роста пузырей. Последняя связана с температурным полем области, окружающей пузырь пара, а само температурное поле формируется под действием движущейся жидкости. Количество центров парообразования зависит от условий на поверхности (шероховатость, смачиваемость и т.д.). Большое количество определяющих параметров (геометрия, свойства жидкости, пара, поверхности и условий на

границе этих фаз) сильно усложняет теоретический анализ процесса кипения. В связи с этим основной расчетных соотношений являются главным образом результаты экспериментальных исследований.

Закономерности зарождения, роста и отрыва и движения паровых пузырей

Зарождение парового пузыря на твердой поверхности происходит в центрах парообразования, т.е. там, где энергия образования поверхности шаровой фазы A наименьшая. Обычно это углубления, впадины поверхности, участки с ослабленным сцеплением между жидкостью и твердым телом.

Работа образования парового пузыря объемом V с площадью поверхности F , часть которой f занята твердой поверхностью, равна:

$$A = -\Delta p V + \sigma(F - f) + \sigma^{**} f - \sigma^* f \quad (8.21)$$

$\sigma, \sigma^*, \sigma^{**}$ — поверхностные натяжения на границе жидкость-пар, жидкость-стенка, пар – стенка, соответственно. Для условий смачивания поверхности из условий равновесия в точке O :

$$\sigma^{**} = \sigma^* + \sigma \cos \theta \quad (8.22)$$

Тогда:
$$A = -\Delta p V + \sigma(F - f) + \sigma^* f + \sigma f + \sigma f \cos \theta - \sigma^* f = -\Delta p V + \sigma \left[1 - \frac{f}{F} (1 - \cos \theta) \right],$$

чем выше f / F , тем лучше условия парообразования. Хорошая смачиваемость ($\theta \rightarrow \pi$) приводит к заполнению пор жидкостью, что затрудняет вскипание и приводит к большим перегревам поверхности.

Для того чтобы сферический паровой пузырь существовал в жидкости и не схлопывался под действием сил поверхностного натяжения, давление в нем должно быть больше давления в окружающей жидкости и размер его должен быть больше некоторого $R_{кр}$.

Согласно формуле Лапласа, давление пара в пузырьке должно быть больше давления в окружающей среде на величину:

$$\Delta p_1 = \frac{2\sigma}{R}. \quad (8.23)$$

Упругость паров над вогнутой поверхностью, радиусом R меньше, чем над плоской на величину (поправка Томпсона):

$$\Delta p_2 = \frac{2\sigma}{R} \frac{\rho_n}{\rho_{ж} - \rho_n}. \quad (8.24)$$

Сумме перепадов давления:

$$\Delta p = \Delta p_1 + \Delta p_2 = \frac{2\sigma}{R} \frac{\rho_{жс}}{\rho_{жс} - \rho_n}, \quad (8.25)$$

должен соответствовать перегрев согласно формуле Клапейрона-Клаузиуса:

$$\frac{2\sigma}{R} \frac{\rho_{жс}}{\rho_{жс} - \rho_n} = \frac{r\Delta T}{T(v_{y\partial_n} - v_{y\partial_{жс}})}. \quad (8.26)$$

Из этих соотношений имеем:

$$\frac{dp}{dT} \cong \frac{\Delta p}{\Delta T} = \frac{r}{T(v_{y\partial_n} - v_{y\partial_{жс}})}. \quad (8.27)$$

Для всех жидкостей выполняются соотношения $\rho_{жс} \gg \rho_n$ и $v_{y\partial_n} \gg v_{y\partial_{жс}}$.

$$\text{Тогда:} \quad R_{кр} \cong \frac{2\sigma T_{кин}}{r\rho_n \Delta T} \quad \text{и} \quad \Delta T = \frac{2\sigma T_{кин}}{r\rho_n R_{кр}}. \quad (8.28)$$

Т.е. при $R_{кр} = 0$ $\Delta T \rightarrow \infty$. Тогда можно заключить, что в реальных условиях образование паровых зародышей может происходить лишь в случае, когда на поверхности нагрева имеются центры парообразования (впадины), заполненные паром или газом. Поэтому поверхность нагрева всегда делают шероховатой, для создания условий обеспечивающих образование центров возникновения пузырьков пара.

Различают следующие виды кипения:

по роду кипения – пузырьковое, пленочное; по типу кипения – кипение при свободной конденсации (кипение в большом объеме); кипение при вынужденном движении (принудительной конденсации);

по отношению средней температуры $t_{жс}$ к температуре насыщения $t_{кин}$ - кипение жидкости, недогретой до температуры кипения (насыщения) (поверхностное кипение); кипение жидкости нагретой до температуры кипения (насыщения);

по расхождению поверхности (горизонтальной, вертикальной, наклонной);

по характеру кипения – развитое, неразвитое, неустойчивое.

Пузырьковое кипение обеспечивается при большом количестве центров парообразования и остается неразвитым при малом их количестве. В последнем случае значительная доля тепла снимается конвекцией жидкости. Неустойчивым кипением называется случай, когда пузырьковое кипение случайным образом сменяется режимом естественной конвекции, а последний снова режимом кипения.

Кривая кипения

Зависимость плотности теплового потока от температурного напора $t_{cm} - t_{kун}$ называется кривой кипения. Кривая представлена на рис. 8.2

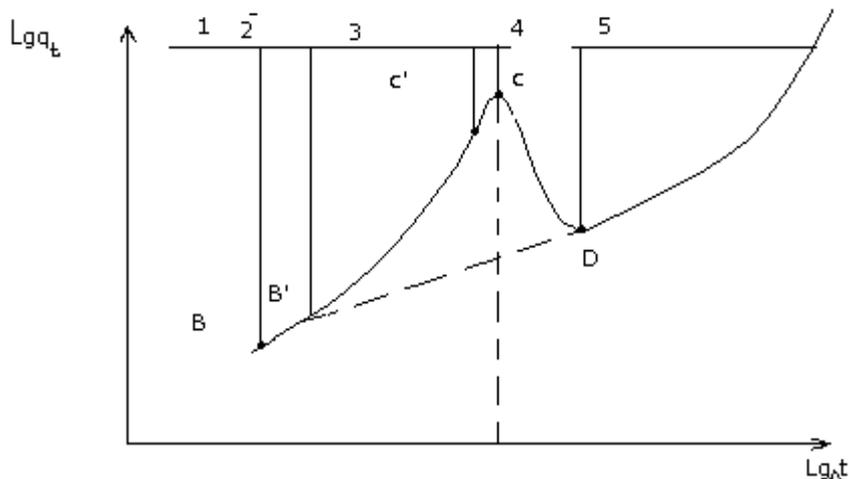


Рис.8.2 Кривая кипения

Увеличением температурного напора плотность теплового потока достигает максимума, затем спадает и повышается вновь (кривая А В В С С Д Е). На этой кривой можно выделить области различных режимов теплообмена и характерные точки. Для области свободной конвекции А В (АВК) коэффициент теплоотдачи $\alpha \sim \Delta t^m$, где ($m=0.25$ для ламинарного и $m=0.33$ для турбулентного режима). Следовательно $q_t = \alpha \Delta t^m \sim \Delta t^{m+1}$, в точке В начинается кипение на поверхности. Если температура жидкости в объеме меньше $t_{kун}$, то пузыри конденсируются внутри жидкости. Если температура жидкости равна $t_{kун}$, то пузыри поднимаются до поверхности жидкости.

1 Область свободной конденсации; 2 неразвитого кипения; 3 развитого кипения; 4 переходного кипения; (от пузырькового к пленочному); 5 пленочного кипения (заштрихована область неустойчивого кипения)

Характерные точки: АВ свободная конвенция; В начало пузырькового кипения; В' начало развитого пузырькового кипения; С' точка отклонения режима от пузырькового кипения; С точка кризиса; Д точка Лейденфроста ; Е максимальный перегрев поверхности при $q_{кр}$.

В области 2(ВВ') по мере увеличения плотности теплового потока или температурного напора число центров парообразования возрастает и интенсивность теплообмена повышается хотя значительное количество тепла снимается конвенцией. При дальнейшем увеличении q или Δt число центров парообразования продолжает увеличиваться и все большая доля тепла снимается за счет кипения.

В области развитого кипения (В'С') $q_t \sim \Delta t$ Точка С' соответствует отклонению от пузырькового кипения, а в точке С достигается плотность теплового потока, называемого критическим ибо дальнейшее увеличение q приводит к резкому росту температуры поверхности согласно линии СЕ.

Если же регулируется температура поверхности, то ее увеличение приводит к покрытию поверхности паром, в результате чего плотность теплового потока падает (СД). Чтобы через слой пара передавался такой же поток тепла, что и при пузырьковом кипении, необходимо значительно больший перегрев поверхности (ДЕ).

В области устойчивого пленочного кипения тепло через паровую пленку передается испарением, конвенций пара и излучением, причем роль последнего процесса возрастает по мере увеличения Δt . В области $q_t \sim \Delta t$.

В промышленной практике чаще всего используется пузырьковый режим кипения при естественной конвекции в большом объеме, либо при вынужденном течении в трубах. Для таких вариантов возможно определение коэффициента теплоотдачи от греющей стенки через плотность теплового потока, или через разность температур $\Delta t = T_{ст} - T_{кип}$:

$$\alpha = b \cdot \left(\frac{\lambda^2 \cdot \rho_{ж}}{\mu \cdot \sigma \cdot T_{кип}} \right)^{0,33} \cdot j^{0,67} = b^3 \cdot \frac{\lambda^2}{\nu \cdot \sigma \cdot T_s} \cdot \Delta t^2. \quad (8.29)$$

Значение коэффициента можно определить:

$$b = 0,075 + 0,75 \cdot \left(\frac{\rho_{п}}{\rho_{жс} - \rho_{п}} \right)^{0,67}. \quad (8.30)$$

Критическая плотность теплового потока, при которой интенсивный пузырьковый режим кипения переходит к нежелательному пленочному (сплошная паровая пленка возникает у греющей поверхности) режиму, для кипящей жидкости может быть определена по уравнению:

$$j_{кр1} = 0,14 \cdot r \cdot \rho_{п}^{0,5} \cdot (\sigma \cdot g \cdot \rho_{жс})^{0,25} \quad (8.31)$$

Теплообмен при соприкосновении потоков теплоносителей. Уравнение для определения коэффициента теплопередачи от охлаждающегося ненасыщенного газа к жидкости в колонных аппаратах с насадкой, для диапазона температур воздуха (2-80) °С, при удельном орошении 3,5-10 м³/(м²·час):

$$Ri = 0,010 \cdot Re_{г}^{0,70} \cdot Re_{ж}^{0,70} \cdot Pr_{г}^{0,33} \quad (8.32)$$

Где $Ki = \frac{K_t \cdot d_{экр}}{\lambda_{г}}$ - число Кирпичева, $Re_{г} = \frac{4 \cdot v_{ф} \cdot \rho_{г}}{\sigma \cdot \mu_{г}}$, $Re_{жс} = \frac{4 \cdot \Gamma}{\sigma \cdot \mu_{ж}}$,

Плотность орошения аппарата жидкостью (кг/(м²·с)).

РАЗДЕЛ 9. Массоперенос. Общие понятия. Классификация массообменных процессов. Концентрация распределенного вещества (способы выражения). Массообмен на границе раздела фаз. Уравнение Шукарева. Числа подобия массообменных процессов. Теплоотдача при конденсации из парогазовой среды. Критериальные уравнения массообмена. Равновесие и рабочие концентрации. Движущая сила процесса. Основное уравнение массопередачи. Средняя движущая сила процесса массопередачи. Число единиц массопереноса. Физический смысл единицы массопереноса

Общие сведения о массообменных процессах Массообменные процессы

В химической технологии широко распространены и имеют важное значение процессы массопередачи, характеризующиеся переходом одного или нескольких веществ из одной фазы в другую. Путем переноса одного или более компонентов из одной фазы в другую, можно разделить как гетерогенные, так и гомогенные системы (газовые смеси, жидкие растворы и др.). Наиболее часто процессы массопередачи используют для разделения гомогенных систем.

Массопередача – сложный процесс, включающий перенос вещества в пределах одной, перенос через поверхность раздела фаз и перенос его в пределах другой фазы. Происходит обычно через границу раздела соприкасающихся фаз.

Перенос вещества из фазы к границе раздела фаз или в обратном направлении, то есть в пределах одной из фаз, называется массоотдачей.

Процессы массопередачи можно разделить на две группы:

К первой группе относятся (абсорбция, экстракция и др.). Это процессы, в которых участвуют, как минимум, 3 вещества: одно образует одну фазу, другое – вторую, третье представляет собой распределенное вещество. Вещества, составляющие каждую из фаз, является, лишь носителем распределенного вещества и сами не участвуют в массообменном процессе.

К другой группе относятся процессы (ректификация), в которых вещества, составляющие две фазы, обмениваясь компонентами, сами непосредственно участвуют в массопередаче и уже не могут рассматриваться как инертные носители распределенного вещества.

Распределенное вещество внутри каждой фазы переносится путем диффузии, молекулярной или конвективной. Поэтому процессы массопередачи называют также диффузионными процессами.

Диффундирующее в пределах фазы вещество, перемещается от точки с большей концентрацией распределенного вещества к точке с меньшей концентрацией, и в расчетах, движущую силу процессов выражают через разность концентраций.

Процессы массопередачи большей частью обратимы, то есть могут протекать в противоположных направлениях в зависимости от температуры,

давления и других условий их проведения. При этом направления перехода вещества из фазы в фазу определяется концентрациями распределяемого вещества в фазах и условиями равновесия.

В промышленности применяют следующие процессы массопередачи:

1. Абсорбция – поглощение газа жидкостью, то есть процесс разделения, характеризуемый переходом вещества из газовой фазы в жидкую. Обратный процесс – десорбция.

2. Экстракция (в системе жидкость – жидкость) – извлечение вещества, растворенного в жидкости, другой жидкостью, практически не смешиваются или частично смешиваются с первой. При этом извлекаемый компонент исходного раствора переходит из одной жидкой фазы в другую.

3. Ректификация – разделение гомогенных жидких слоев путем многократного взаимного обмена компонентами между жидкой и паровой фазами, движущимися обычно противотоком друг другу.

4. Адсорбция – поглощение компонента газа, пара или раствора твердым пористым поглотителем, то есть процесс разделения, характеризуемый переходом вещества из газовой (паровой) или жидкой фазы в твердую. Обратный процесс – десорбция проводится после адсорбции и часто используется для регенерации поглощенного вещества из поглотителя.

5. Сушка – удаление влаги из твердых материалов главным образом путем ее испарения. В этом процессе влага переходит из твердой фазы в газовую или паровую.

6. Кристаллизация – выделение твердой фазы в виде кристаллов из растворов. Кристаллизация характеризуется переходом вещества из жидкой фазы в твердую вследствие изменения его растворимости.

7. Растворение и экстракция (в системе твердое тело – жидкость). Извлечение одного или нескольких компонентов из твердой смеси с помощью жидкого растворителя.

Равновесие в массообменных процессах

В массообменных процессах распределенное вещество переходит из одной фазы в другую. Этот процесс носит обратимый характер. Распределенное вещество переходит из газовой фазы в жидкую фазу. Существует поток этого вещества в прямом направлении. Массообменные процессы, как правило, обратимы и поэтому существует поток и в обратном направлении. Скорости этих потоков неодинаковы и результирующий поток имеет направление из газовой (или паровой) в жидкую фазу. При определенных условиях, называемых равновесными, скорости прямого и обратного потоков равны. Система достигает состояния равновесия. Между концентрациями распределенного вещества устанавливается определенное соотношение:

$$y^* = m \cdot x. \quad (9.1)$$

Коэффициент равновесия m имеет постоянное значение только в ряде случаев. Его значение зависит от многих факторов, таких как концентрации распределенного вещества в фазах, температуры, общего давления в системе и т.д.. В большинстве случаев значения равновесных концентраций и коэффициента распределения определяются в результате экспериментальных исследований. Для упрощения теоретического анализа можно предположить, что значения этого коэффициента остаются в ходе процесса неизменными. Линейный характер зависимости соблюдается для систем с малой концентрацией растворенного вещества в жидкости. Конкретный вид зависимости устанавливается в каждом конкретном случае индивидуально в ходе экспериментальных исследований. Линейный характер зависимости соблюдается для систем с малой концентрацией растворенного вещества в жидкости.

Закон конвективной диффузии Щукарева.

Массоотдачей называется процесс переноса распределенного компонента из ядра потока к границе раздела фаз (либо в обратном направлении). Ввиду сложности механизма процессов массоотдачи в фазах для практических целей принимают, что скорость массоотдачи пропорциональна движущей силе, равной разности концентраций в ядре и на границе фазы.

$$\begin{aligned} q_{Ny} &= \beta_y F (\bar{y} - \bar{y}_{cp}) \\ q_{Nx} &= \beta_x F (\bar{x}_{cp} - \bar{x}) \end{aligned} \quad (9.2)$$

β_y, β_x - коэффициенты массоотдачи показывает, какое количество вещества переходит от поверхности раздела фаз в ядро фазы (или обратно) через единицу поверхности в единицу времени при движущей силе равной единице.

$$[\beta] = \left[\frac{\text{кг}(\text{кмоль})}{\text{м}^2 \text{сек}(\text{ед. движ. силы})} \right] = \left[\frac{\text{м}^3}{\text{м}^2 \text{сек}} \right] = \left[\frac{\text{м}}{\text{сек}} \right]$$

Коэффициенты массоотдачи являются кинетическими коэффициентами и определяют скорость массопереноса на границе раздела фаз. Определяются с помощью критериальных уравнений. Критериальные уравнения имеют ограниченный диапазон применения, определяемый значениями чисел Рейнольдса, Шмидта и геометрией системы.

Основное уравнение массопередачи

Массопередачей называется процесс переноса распределенного вещества из одной фазы в другую, включающий переход через границу раздела фаз. Чтобы установить кинетические закономерности массопередачи полагают, что на границе раздела фаз устанавливается равновесие. Это равносильно допущению об отсутствии сопротивления переносу через границу раздела. Отсюда, как следствие, вытекает положение об аддитивности фазовых сопротивлений, которое является одной из предпосылок для расчета коэффициентов массопередачи.

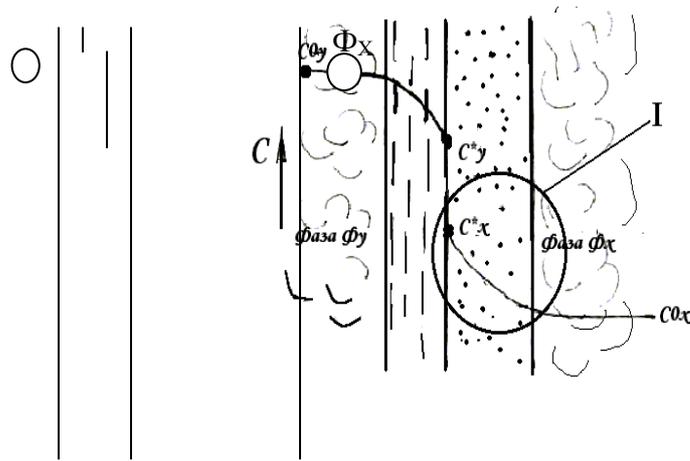


Рис.9.1 Схема процесса массопередачи

Предположим, что распределяемое вещество переходит из фазы Φ_y в фазу Φ_x . Режим установившийся. Рассматриваем случай, когда равновесная зависимость между концентрациями линейна, т.е. $y^* = m \cdot x$.

Выразим движущую силу массопередачи в концентрациях фазы Φ_y , считая, что концентрации распределяемого вещества вблизи границы равновесны. Тогда из уравнения линии равновесия следует что: $x_{тр} = \frac{y_{zp}}{m}$, $x = \frac{y^*}{m}$.

y^* - концентрация фазы Φ_y равновесная с концентрацией x фазы Φ_x . Подставляем в уравнение:

$$q_{Ny} = \beta_{XF} \cdot F \cdot \frac{y_{zp} - y^*}{m}. \quad (9.3)$$

Разность концентраций в фазе y :

$$y_{zp} - y^* = \frac{m \cdot q_m}{\beta_{XF} \cdot F}. \quad (9.4)$$

С другой стороны

$$y - y_{zp} = \frac{q_m}{\beta_{yF} \cdot F}, \quad (9.5)$$

Складываем эти выражения:

$$y - y^* = \frac{q_m}{F} \cdot \left(\frac{m}{\beta_{XF}} + \frac{1}{\beta_{yF}} \right). \quad (9.6)$$

Из уравнение массопередачи получаем:

$$y - y^* = \frac{q_m}{K_{yF} \cdot F}. \quad (9.7)$$

Приравниваем левые части уравнений:

$$\frac{1}{K_{yF}} = \frac{m}{\beta_{xF}} + \frac{1}{\beta_{yF}}, \quad K_{yF} = \frac{1}{\frac{m}{\beta_{xF}} + \frac{1}{\beta_{yF}}}. \quad (9.8)$$

Аналогично по другой фазе:

$$K_{xF} = \frac{1}{\frac{1}{\beta_x} + \frac{1}{m\beta_y}}, \quad K_{yF} = \frac{K_{xF}}{m}. \quad (9.9)$$

Коэффициенты массопередачи являются кинетическими коэффициентами, определяющими скорость переноса вещества из одной фазы в другую. Используются в процедуре расчета размеров массообменного оборудования.

При равновесии достигается определенная зависимость между предельными или равновесными концентрациями распределяемого вещества в фазах для данных температуры и давления, при которых осуществляется процесс массопередачи.

В состоянии равновесия связь между концентрациями распределяемого вещества в фазах выражается зависимостью:

$$\bar{y}^* = f(\bar{x})$$

или

$$\bar{x}^* = f(\bar{y}) \quad (9.10)$$

Эта зависимость изображается графически линией равновесия, выражающая зависимость между концентрациями при равновесии при $P=\text{const}$ и $t=\text{const}$.

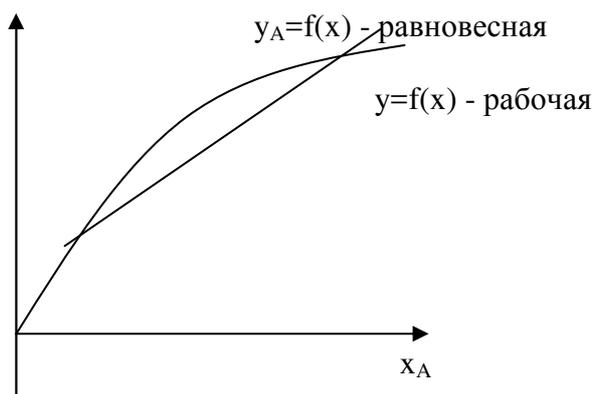


Рис.9.2 Расположение линий равновесных и рабочих концентраций при массопередаче

Отношение концентраций фаз при равновесии называется коэффициентом распределения.

$$m = \frac{\bar{y}^*}{x}$$

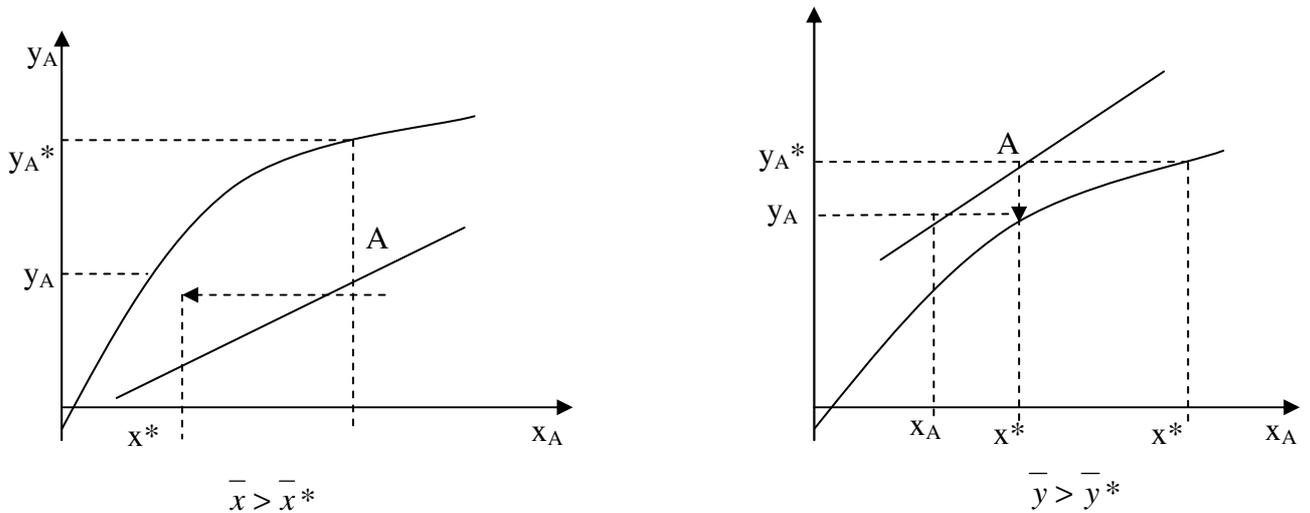


Рис. 9.3 направление массопереноса при переходе распределенного вещества из одной фазы в другую

Стрелкой указано направление массопередачи.

Рабочие концентрации распределенного вещества в фазах определяются рабочими условиями. Концентрации распределенного вещества в фазах не равны равновесным значениям.

Стрелкой указано направление массопередачи. По диаграмме может быть определено и направление массопередачи. Зависимость между рабочими концентрациями распределяемого вещества в фазах $\bar{y} = f(\bar{x})$ изображается линией, которая носит название рабочей. Вид функции $\bar{y} = f(\bar{x})$ или уравнение рабочей линии в его общем виде является одинаковым для всех массообменных процессов и получается из их материальных балансов. Общий вид уравнения рабочей линии:

$$\bar{y} = A\bar{x} + B \quad (9.11)$$

Средняя движущая сила процесса массопередачи

Обычно концентрации фаз меняются при движении их вдоль поверхности раздела фаз. Соответственно изменяется величина движущей силы. Поэтому в уравнение массопередачи входит величина средней движущей силы.

Выражение средней движущей силы зависит от взаимного направления движений фаз, от вида равновесной линии. Пусть процесс массопередачи протекает в противоточном аппарате при следующих условиях: 1) линия равновесия – кривая $y^*=f(x)$; 2) расходы фаз постоянны, т.е. рабочая линия является прямой линией. 3) коэффициенты массопередачи постоянны по высоте аппарата.

Допустим, что $y > y^*$ и перенос происходит из фазы Φ_y в Φ_x . Движущая сила выражается в единицах фазы Φ_y .

Расход этой фазы G – концентрация изменяется от y_H до y_K .

Для элемента поверхности имеем: dF :

$dq_{Ny} = q_{Vy} \cdot dy$ – поток вещества перешедшего в другую фазу.

Тогда, согласно уравнению массопередачи

$$dq_{Ny} = q_{Vy} \cdot dy = K_{yF} \cdot (y - y^*) \cdot dF \quad (9.12)$$

Разделим переменные

$$-\int_{y_H}^{y_C} \frac{dy}{y - y^*} = \int_0^F \frac{K_{yF}}{q_{Vy}} dF \quad (9.13)$$

откуда:

$$\int_{y_K}^{y_C} \frac{dy}{y - y^*} = \frac{K_{yF}}{q_{Vy}} F \quad (9.14)$$

из уравнения материального баланса:

$$q_m = q_{Vy} \cdot (y_H - y_K) \quad (9.15)$$

отсюда расход газовой фазы:

$$q_{Vy} = \frac{q_{Ny}}{y_H - y_K} \quad (9.16)$$

Подставим значение расхода газовой фазы в уравнение (9.13)

$$\int_{y_K}^{y_C} \frac{dy}{y - y^*} = \frac{K_{yF}}{q_{Ny}} (y_H - y_K) \quad (9.17)$$

Тогда количество вещества переходящего из фазы в фазу равно:

$$q_{Ny} = K_{yF} F \frac{y_H - y_K}{\int_{y_K}^{y_H} \frac{dy}{y - y^*}} \quad (9.18)$$

можно обозначить, используя уравнение массопередачи:

$$q_{Ny} = K_{yF} \cdot F \cdot \Delta_{cp} = K_{yF} \cdot F \cdot \frac{y_H - y_K}{\int_{y_K}^{y_H} \frac{dy}{y - y^*}} ; \quad \Delta y_{cp} = \frac{y_H - y_K}{\int_{y_K}^{y_H} \frac{dy}{y - y^*}} \quad (9.20)$$

аналогично выражается средняя движущая сила и по жидкой фазе Δx_{cp} :

$$\Delta x_{cp} = \frac{X_K - X_H}{\int_{X_H}^{X_K} \frac{dx}{x^* - x}} . \quad (9.21)$$

Когда равновесная линия прямая ($y^* = m \cdot x$), средняя движущая сила определяется подобно тому, как это делается при теплопередаче:

$$\Delta y_{cp} = \frac{\Delta y_\delta - \Delta X_M}{\ln \frac{\Delta y_\delta}{\Delta y_M}}, \quad (9.22)$$

$$\Delta y_{cp} = -y_H^* + y_H, \quad \Delta y_{cp} = y_K + y_K^*. \quad (9.23)$$

В том случае, когда отношение движущих сил по концам зоны контакта иене двух, средняя движущая сила находится как среднеарифметическая:

$$\Delta y_{cp} = \frac{\Delta y_\delta + \Delta y_M}{2} . \quad (9.24)$$

Концентрации фаз изменяются при их движении вдоль поверхности раздела, соответственно меняется движущая сила процесса. Потому в уравнении массопередачи вводят значение движущей силы (Δy_{cp} Δx_{cp}). Тогда уравнение массопередачи примет вид:

$$q_{Ny} = K_{yF} \cdot F \cdot \Delta y_{cp} \quad (9.25)$$

$$q \cdot m = K_{xF} \cdot F \cdot \Delta x_{cp}$$

Это уравнение применяется для расчета основных размеров массообменных аппаратов.

Значения коэффициентов массопередачи.

Объемные коэффициенты массопередачи.

Процесс массопередачи включает процессы массопередачи в пределах каждой из двух взаимодействующих фаз и, кроме того, перенос вещества через поверхность раздела фаз. Сложность процесса связана с тем, что практически невозможно измерить концентрации фаз непосредственно у границы их раздела. Поэтому поток распределенного через границу раздела фаз определяют с помощью концентраций в одной из фаз:

$$\text{по газовой (паровой)} \quad q_N = K_{yF} \cdot F \cdot (y - y^*) \quad (9.26)$$

$$\text{по жидкой} \quad q_N = K_{xF} \cdot F \cdot (x^* - x)$$

Движущая сила процесса выражается разностью между рабочей и равновесной концентрацией (или наоборот) отражающая меру отклонения системы от состояния равновесия.

$K_V = K_F \cdot a$ – объемный коэффициент массопередачи. В этом случае основное уравнение массопередачи запишется:

$$q_N = K_{yV} \cdot V \cdot (y - y^*) \quad (9.27)$$

$$q_N = K_{xV} \cdot V \cdot (x^* - x)$$

Способы выражения состава (концентраций) фаз двухкомпонентных систем

Обычно количественный состав фаз выражают:

1. В объемных концентрациях, принимая за единицу массы 1 кг. или 1 кмоль представляет собой числа килограммов (или киломолей) данного компонента, приходящееся на единицу объема фазы

$$C(C) = \frac{\text{кг (кмоль) компонента распредел.}}{\text{м}^3 \text{ всей смеси}}$$

2. В весовых или мольных долях – отношения килограммов (или киломолей) данного компонента к массе всей фазы, выраженной общим числом килограммов (или киломолей).

$$X(X) = \frac{\text{кг (кмоль) компонента распредел.}}{\text{кг (кмоль) всей смеси.}}$$

3. В относительных концентрациях, то есть в виде отношения килограммов (киломолей) данного компонента являющегося распределенным веществом, к числу килограммов (киломолей) компонента – носителя, количество которого в процессе массопередачи остается постоянным.

$$X(X) = \frac{\text{кг (кмоль) компонента распредел.}}{\text{кг (кмоль) носителя.}}$$

Основная литература

1. Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. М.: Химия, 2005 г., 783 с.

2. Павлов К.Ф. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. Перепечатка с издания 1987 г 14-е изд., стер. / К.Ф. Павлов, П.Г. Романков, А.А. Носков / под ред. Романкова П.Г. - Москва: Альянс, 2007. - 576 с.

Дополнительная литература

1. Айнштейн В.Г. Общий курс процессов и аппаратов химической технологии. Учебник Т I, II. / Айнштейн В.Г., Захаров М.К., Носов Г.А.. М.: Логос 2002 г., 912 с.

2. Процессы и аппараты химической технологии. Явления переноса, макрокинетика, подобие, моделирование, проектирование: В 5 т., Т.1 Основы теории процессов химической технологии / Д.А. Баранов, А.В. Вязьмин, А.А. Гухман и др.; Под ред. А.М. Кутепова. М.: Логос, 2000 г., 480 с.

3. Дытнерский Ю.И. Основные процессы и аппараты химической технологии. М.: Химия, 1991г. (т.1 и 2). И поздних лет издания.

4. Тябин Н.В. Теория равновесия и переноса в химико – технологических процессах. Учебное пособие. Волгоград.: изд. Волгоградского политехнического института, 1983 г., 122 с.

5. Романков П.Г., Курочкина М.И., Фролов О., Флисюк Расчеты в процессах и аппарата химической технологии. Примеры и задачи. Л Химия, 1993 г., 350 с. И поздних лет издания

6. Коган Теоретические основы химико – технологических процессов. М.: Химия, 1983 г., 573 с.

7. Лайтфут, Берд, Стьюарт Явления переноса. М.: Химия, 1975 г., 650 с.

8. Перри Дж. Справочник инженера–химика. Т.1, 2.: Пер. с англ. Л.:Химия, Ленингр. отд., 1969 г., 640 с.

Перечень методических указаний

1. Тишин, О.А. Процессы и аппараты химической технологии: часть 1 [Электронный ресурс]: учебное пособие/ О.А. Тишин, С.А. Яблонских; //Сборник «Учебные пособия». Выпуск 1. – Электрон. текстовые дан.(1 файл: 6,23 МБ) – Волжский: ВПИ (филиал) ВолгГТУ, 2012 г. – Систем. требования: Windows 95 и выше; ПК с процессором 486+;CD-ROM.

2. Тишин, О.А. Процессы и аппараты химической технологии: часть 2 [Электронный ресурс]: учебное пособие/ О.А. Тишин, С.А. Яблонских; //Сборник «Учебные пособия». Выпуск 1. – Электрон. текстовые дан.(1 файл: 2,22 МБ) – Волжский: ВПИ (филиал) ВолгГТУ, 2012 г. – Систем. требования: Windows 95 и выше; ПК с процессором 486+;CD-ROM.

3. Тишин, О.А. Процессы и аппараты химической технологии: часть 3 [Электронный ресурс]: учебное пособие/ О.А. Тишин, С.А. Яблонских; //Сборник «Учебные пособия». Выпуск 1. – Электрон. текстовые дан.(1 файл: 2,06 МБ) – Волжский: ВПИ (филиал) ВолгГТУ, 2012 г. – Систем. требования: Windows 95 и выше; ПК с процессором 486+;CD-ROM.

Электронное учебное издание

Олег Александрович Тишин
Ирина Сергеевна Мокрецова
Светлана Владимировна Лапшина

**ЯВЛЕНИЯ ПЕРЕНОСА ИМПУЛЬСА И ЭНЕРГИИ В ХИМИЧЕСКОЙ
ТЕХНОЛОГИИ**

Учебное пособие

Электронное издание сетевого распространения

Редактор Матвеева Н.И.

Темплан 2018 г. Поз. № 37.

Подписано к использованию 30.11.2018. Формат 60x84 1/16.

Гарнитура Times. Усл. печ. л. 6,38.

Волгоградский государственный технический университет.

400005, г. Волгоград, пр. Ленина, 28, корп. 1.

ВПИ (филиал) ВолгГТУ.

404121, г. Волжский, ул. Энгельса, 42а.