Министерство образования и науки Российской Федерации
Федеральное агентство по образованию
Казанский государственный технологический университет

Эдуарду Назиповичу Закирову,
внесшему неоценимый вклад
в подготовку к изданию этой книги,
посвящается

ЛАБОРАТОРНЫЙ ПРАКТИКУМ ПО ПРОЦЕССАМ И АППАРАТАМ ХИМИЧЕСКОЙ ТЕХНОЛОГИИ

Учебное пособие

Казань 2005

УДК 532: 66.02

Авторы: Ф.А. Абдулкашапова, А.Ш. Бикбулатов, В.Г. Бочкарев, В.В. Бронская, Р.Г. Галимуллин, Н.И Еникеева, Э.Н. Закиров, О.В. Захарова, Н.Х. Зиннатуллин, В.П. Костромин, В.А. Кузнецов, О.В. Маминов, М.А. Мухамедзянов, А.Г. Мухаметзянова, И.М. Нафиков, С.Г. Николаева, А.А. Овчинников, А.И. Разинов, Ю.И. Разинов, И.Г. Решетова, Н.Б. Сосновская, Б.Ф. Степочкин, А.А. Тарзиманов, М.И. Фарахов, Н.Е. Харитонова, И.М. Шигапов

Под редакцией профессора Г.С. Дьяконова

Лабораторный практикум по процессам и аппаратам химической технологии: Учебное пособие. Под ред. проф. Г.С. Дьяконова; Казан. гос. технол. ун-т. Казань, 2005. 236с.

Даны теоретические основы гидромеханических, теплообменных и массообменных процессов, расчетные формулы, описания лабораторных установок, методики проведения экспериментов и обработки полученных результатов.

Предназначено для студентов всех форм обучения, изучающих дисциплину «Процессы и аппараты химической технологии».

Подготовлено на кафедре «Процессы и аппараты химической технологии».

Печатается по решению редакционно-издательского совета Казанского государственного технологического университета.

Рецензенты:
д-р техн. наук., проф. КГФЭИ Ю.И. Азимов,
д-р техн. наук., проф. КГЭУ А.Я. Мутрисков

СОДЕРЖАНИЕ

Условные обозначения:.....5
ВВЕДЕНИЕ.....7
РАБОТА 1 Определение режима течения воды в цилиндрической трубе круглого сечения.....9
РАБОТА 2 Изучение структуры потоков в аппаратах и ее влияния на процесс теплопередачи.....13
РАБОТА 3 Измерение давления и вакуума в покоящейся жидкости.....41
РАБОТА 4 Экспериментальная демонстрация уравнения Бернулли.....48
РАБОТА 5 Измерение расхода воды с помощью диафрагмы.....56
РАБОТА 6 Определение потерь напора в прямой трубе круглого сечения.....63
РАБОТА 7 Определение потерь напора в запорных устройствах.....67
РАБОТА 8 ОПРЕДЕЛЕНИЕ потерь давления в теплообменных аппаратах.....73
РАБОТА 9 Определение скорости и расхода воды при истечении через отверстия и цилиндрический насадок.....81
РАБОТА 10 Изучение гидравлики взвешенного слоя.....88
РАБОТА 11 Изучение гидродинамики зернистого слоя.....94
РАБОТА 12 Определение мощности, потребляемой на механическое перемешивание.....105
РАБОТА 13 Изучение работы открытого нутч–фильтра.....110
РАБОТА 14 Испытание центробежного насоса.....117
РАБОТА 15 Последовательная и параллельная работа центробежных насосов на сеть.....124
РАБОТА 16 Изучение гидродинамики насадочной колонны.....129
РАБОТА 17 Изучение гидродинамики тарельчатых колонн.....142
РАБОТА 18 Изучение теплообмена в теплообменнике типа «труба в трубе».....155
РАБОТА 19 Изучение процесса дистилляции.....170
РАБОТА 20 Изучение процесса массоотдачи при растворении твердого вещества в аппарате с механическим перемешиванием..179
РАБОТА 21 Изучение процесса абсорбции.....189

РАБОТА 22 Изучение процесса ректификации.....199
РАБОТА 23 Изучение процесса конвективной сушки 221
Библиографический список.....234
Приложение.....236

УСЛОВНЫЕ ОБОЗНАЧЕНИЯ:

Q - количество теплоты;

$\dot{Q}$ - количество теплоты за единицу времени;

M - количество распределяемого вещества (массы);

$\dot{M}$ - количество распределяемого вещества (массы) за единицу времени;

m - коэффициент распределения;

K - коэффициент теплопередачи;

K_y, K_x - коэффициенты массопередачи;

F - поверхность теплопередачи, массопередачи;

α - коэффициент теплоотдачи;

β - коэффициент массоотдачи;

T - температура;

μ - динамический коэффициент вязкости;

ν - кинематический коэффициент вязкости;

C – концентрация;

c_p - изобарная теплоемкость;

λ - коэффициент теплопроводности;

ΔT, ΔC - разности температур и концентраций соответственно;

Δp - гидравлическое сопротивление, перепад давления;

ρ - плотность;

g - ускорение силы тяжести;

w_0 - фиктивная скорость среды;

w - истинная скорость среды;

$\bar{w}$ - средняя скорость среды;

V – объем;

$\dot{V}$ - объемный расход;

$\dot{L}$ - массовый расход жидкости;

$\dot{G}$ - массовый расход газа;

σ - коэффициент поверхностного натяжения;

ξ - коэффициент сопротивления;

$\lambda_Г$ - коэффициент гидравлического трения;

t –время;

δ - толщина;

D - коэффициент молекулярной диффузии;

R - флегмовое число;
y, x - концентрация в газовой (паровой) и жидкой фазах;
S - поперечное сечение;
p – давление;
I - энтальпия влажного воздуха;
φ - относительная влажность воздуха;
x - влагосодержание влажного воздуха;
$\mathbf{i_п}$ – энтальпия водяного пара;
w - влажность материала;
N - скорость сушки;
$\mathbf{M_i}$ - молекулярная масса компонента i.

ВВЕДЕНИЕ

Процессы и аппараты химической технологии – общеинженерная дисциплина, цель которой заключается в освоении студентами инженерных методов расчетов аппаратов химической технологии.

Задачей дисциплины является изучение закономерностей типовых процессов, их математического описания, принципов действия и устройства аппаратов, в которых они (процессы) реализуются, методов расчета аппаратов и проектирования их на основе результатов расчета.

Важной составляющей этой дисциплины является лабораторный практикум, цель которого заключается в следующем:

1. Закрепление и углубление знаний по теории основных процессов химической технологии.
2. Приобретение и совершенствование навыков экспериментальных исследований. Освоение методов обработки опытных данных.
3. Изучение устройств, принципов действия, режимов работы аппаратов на примерах модельных установок.
4. Ознакомление с оборудованием и измерительными приборами, а также с организацией и методикой проведения экспериментов.

Студенты допускаются к выполнению работ только после прохождения инструктажа по правилам техники безопасности.

До выполнения лабораторной работы студенты должны изучить ее содержание, подготовить таблицу для занесения измеряемых величин, ознакомиться с оборудованием, относящимся к данной работе, ответить на контрольные вопросы, подробно изучить методику проведения работы и обработки опытных данных, по итогам собеседования получить разрешение преподавателя на выполнение работы.

Без разрешения преподавателя категорически запрещается студентам запускать установку и включать приборы. После выполнения работы студентам необходимо представить таблицу результатов измерений на подпись преподавателю. Обработку опытных данных в необходимых случаях производят на ЭВМ по решению преподавателя.

Оформление отчета о выполненной работе проводится в соответствии со стандартом КГТУ. Отчет по работе должен содержать формулировку целей работы, схему установки, основные расчетные формулы, таблицу опытных данных и результатов расчетов, пример обработки данных как минимум одного эксперимента с указанием размерностей всех величин и графики, построенные по опытным и расчетным данным (если они необходимы).

Лабораторная работа завершается защитой отчета, в ходе которой студент должен ответить на контрольные вопросы и провести анализ полученных результатов.

РАБОТА 1

ОПРЕДЕЛЕНИЕ РЕЖИМА ТЕЧЕНИЯ ВОДЫ В ЦИЛИНДРИЧЕСКОЙ ТРУБЕ КРУГЛОГО СЕЧЕНИЯ

Проф. Н.Х.Зиннатуллин, доц. С.Г.Николаева

Режим течения жидкости определяется геометрией канала, скоростью течения и вязкостью жидкости. Так, при течении в трубах и каналах постоянного сечения с малой скоростью жидкость движется отдельными струйками, не смешиваясь, параллельно стенкам трубы или канала. Если ввести в поток подкрашенную струйку жидкости, то она будет двигаться, не размываясь, параллельно стенкам трубы. При этом траектории отдельных частиц жидкости между собой не пересекаются, они совпадают с линиями тока. Такой режим называется *ламинарным*, или *струйчатым*. При этом режиме все частицы жидкости имеют лишь продольную составляющую скорости.

По мере увеличения скорости движения потока окрашенная струйка жидкости, введенная в поток, начинает размываться, искривляться и пульсировать, что объясняется появлением у частиц жидкости поперечных составляющих скорости. При дальнейшем увеличении скорости потока струйка распадается на ряд вихрей, вся жидкость перемешивается и равномерно окрашивается в цвет подкрашенной струйки. Траектории частиц представляют собой сложные хаотичные кривые, пересекающиеся между собой. Во всех точках потока скорость и давление нерегулярно изменяются с течением времени, пульсируют вокруг некоторых своих средних значений. Такое же нерегулярное изменение скорости имеет место и от точки к точке потока, рассматриваемого в заданный момент времени. Этот режим движения жидкости называется *турбулентным*.

Точно так же будет меняться режим течения жидкости, если при малой ее скорости увеличивать диаметр канала, или при постоянных и относительно небольших диаметре и скорости понижать вязкость жидкости.

В турбулентном потоке можно говорить не о мгновенных, а только об осредненных за достаточно протяженный отрезок времени величинах скорости и давления.

Между ламинарным и турбулентным режимами движения жидкости находится область развития турбулентности. В этой области турбулентность имеет переменную интенсивность, увеличивающуюся с ростом скорости.

При выполнении расчетов гидравлических сопротивлений, тепловых и массообменных процессов, происходящих в аппаратах и машинах, необходимо знать режимы течения жидкостей, поскольку для ламинарного режима характерны одни закономерности, а для турбулентного – другие.

Визуальное определение режима течения не всегда возможно. Поэтому на практике о режиме течения судят по количественной характеристике, т. е. по значению критерия (числа) Рейнольдса **Re**:

$$\mathbf{Re} = \bar{w}\ell\rho/\mu = \bar{w}\ell/\nu, \qquad (1)$$

где $\bar{w}$ – средняя скорость потока, м/с; ρ – плотность жидкости, кг/м^3; ν, μ – кинематический (м^2/с) и динамический (Па·с) коэффициенты вязкости жидкости соответственно; ℓ – некоторый характерный размер потока, м, например, $\ell = d_э$ – эквивалентный диаметр, который определяется из выражения:

$$d_э = 4\frac{S}{П},$$

где **S** – площадь поперечного сечения потока (живого сечения), м^2; **П** – смоченный периметр, м. Для круглой трубы $d_э = d$, где **d** – внутренний диаметр трубы.

С физической точки зрения критерий **Re** есть мера отношения сил инерции к силам вязкого трения в потоке.

Установлено, что в круглых трубах при числе **Re**<2320 имеет место ламинарный режим течения, а при **Re**>10000 – развитый турбулентный. В переходной области, охватывающей числа **R**e от 2320 до 10000, происходит развитие турбулентности. Значение **Re** = 2320 называется критическим значением числа Рейнольдса. Это критическое число не является, конечно, универсальным, для каждой формы канала существует свое критическое число.

Цель работы: 1) визуальное наблюдение течения жидкости в цилиндрической трубе круглого сечения; 2) определение значения числа Рейнольдса, соответствующего наблюдаемым режимам течения.

Приборы и оборудование: установка для изучения режима движения, секундомер, термометр, подкрашивающая жидкость, мерный стеклянный стакан.

Описание установки

Установка для наблюдения режима движения жидкости (рис.1) состоит из напорного бака 1 и стеклянной трубы 2 постоянного диаметра. В бак 1 вода подводится через вентиль 3 из водопроводной сети лаборатории. Внутри бака имеется сливная воронка, благодаря которой уровень воды в напорном баке поддерживается постоянным.

Из стеклянной трубы вода протекает через патрубок 4 в мерный бак 5 или сливной отсек. В стеклянную трубу из бачка 6 по тонкой трубе может быть подведена подкрашивающая жидкость. Ее количество регулируется краном 7. Объем протекающей воды определяется с помощью мерного бака 5, а при малых расходах – с помощью стеклянного стакана.

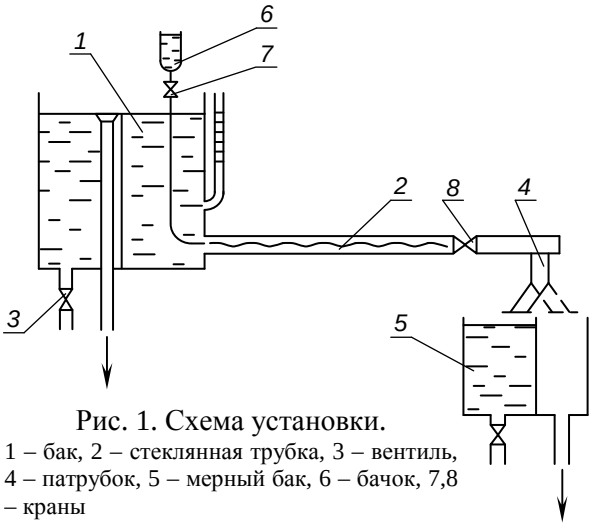


Рис. 1. Схема установки.
1 – бак, 2 – стеклянная трубка, 3 – вентиль, 4 – патрубок, 5 – мерный бак, 6 – бачок, 7,8 – краны

Порядок проведения опытов

Открывается вентиль 3, и бак 1 наполняется водой. Открывается кран 8, и в стеклянной трубе создается поток воды. Открывается кран 7, в поток вводится струйка подкрашенной жидкости и наблюдается режим течения. Измеряется объем воды **V** с помощью мерного бака 5 или стеклянного стакана, а время натекания этого объема t – секундомером, температура воды в баке 1 – термометром. Изменяя расход воды при помощи крана 8, проводят несколько опытов: при ламинарном режиме, при турбулентном режиме и в переходной области.

Постоянство уровня воды в напорном баке позволяет поддерживать установившееся течение в трубе. Опыты заканчиваются закрытием кранов 7, 8, вентиля 3, сливом воды из мерного бака 5.

Обработка результатов опытов

Вычисляются критерии режима движения жидкости для каждого опыта, исходя из выражения

$$\mathbf{Re} = \frac{\bar{w}\mathbf{d}}{\nu},$$

где **d** – внутренний диаметр стеклянной трубы, м.

Средняя скорость $\bar{w}$ определяется из уравнения расхода:

$$\bar{w} = \frac{\dot{V}}{S} = \frac{4\dot{V}}{\pi d^2}. \qquad (2)$$

$$\dot{V} = \frac{V}{t},$$

где $\dot{V}$ – расход воды, м^3/с; **V** – объем воды в баке (стакане), м^3; **t** – время наполнения этого объема, с.

Значение кинематического коэффициента вязкости воды в зависимости от температуры даны в приложении.

Результаты опытов и расчетов сводятся в таблицу.

T = °C, ν = $м^2/с$.

Наблюдаемый режим	**V**, $см^3$	**t**, с	$\dot{V}$, $м^3/с$	$\bar{w}$, м/с	Re
Ламинарный					
Переходная область					
Турбулентный					

Контрольные вопросы

1. Какие существуют режимы течения жидкости? Опишите их.
2. В чем заключается физический смысл критерия Рейнольдса?
3. Как определяется режим течения?
4. От каких параметров потока зависит режим течения?
5. Назовите критическое значение критерия Re для трубы круглого сечения.
6. Зачем нужно знать режим течения?
7. Как изменяется режим течения в данной работе?
8. Каким образом изменяется скорость потока?
9. Как поддерживается установившийся характер потока?

РАБОТА 2

ИЗУЧЕНИЕ СТРУКТУРЫ ПОТОКОВ В АППАРАТАХ И ЕЕ ВЛИЯНИЯ НА ПРОЦЕСС ТЕПЛОПЕРЕДАЧИ

Проф. О.В. Маминов, доц. Э.Н. Закиров, доц. А.И. Разинов

Лабораторная работа рассчитана на шесть аудиторных и шесть часов для СРС. Состоит из двух частей: в первой (разд. 2) изучается структура потока жидкости в трубе и в аппарате с мешалкой, а во второй (разд. 3) на основе полученных данных моделируется на ЭВМ процесс теплопередачи в теплообменнике типа «труба в трубе» для различных моделей структуры потоков.

Два часа отводится для самостоятельного знакомства с первыми двумя разделами методических указаний и поиска ответов на контрольные вопросы. В течение двух аудиторных часов проводится со-

беседование с преподавателем, экспериментальное исследование структуры потоков в трубе и аппарате с мешалкой. На протяжении двух часов самостоятельно осуществляется первичная обработка экспериментальных данных, в ходе которой получают ориентировочные значения параметров ячеечной и диффузионной моделей структуры потоков для каждого эксперимента. Два часа предоставляются для самостоятельного знакомства со второй частью работы (разд. 3), расчета теплопередачи в теплообменнике типа «труба в трубе» с использованием простейших моделей – идеального смешения и идеального вытеснения, подготовки исходных данных для работы на ЭВМ.

Два аудиторных часа отводятся для работы на ЭВМ, в ходе которой уточняются значения параметров, выбирается лучшая модель для каждого случая, анализируется возможность ее использования для описания структуры потоков в реальном аппарате, проводится собеседование по второй части работы, моделируется процесс теплопередачи в теплообменнике типа «труба в трубе», анализируется влияние структуры потока на профиль температуры и среднюю движущую силу процесса.

Два часа отводятся на итоговые собеседования с преподавателем по результатам обеих частей работы.

1. Структура потоков в аппаратах

Под *структурой потоков* понимают характер движения элементов потока в аппарате. Траектории движения элементов потока могут быть чрезвычайно сложными, что приводит к различному времени их пребывания в аппарате.

Характеристики структуры потоков

Охарактеризовать структуру потоков в аппарате можно *полем скорости*, то есть совокупностью значений вектора скорости во всех точках аппарата. Однако теоретическое определение поля скорости путем решения системы дифференциальных уравнений, составляющих исчерпывающее описание процессов переноса, для большинства практически важных случаев невозможно, а измерение скоростей в

большом количестве точек аппарата представляет значительную техническую сложность.

Поэтому в качестве характеристики структуры потока обычно используют *время пребывания элементов потока в аппарате*. Поскольку различные элементы потока в общем случае имеют отличные скорости и траектории движения, то и обладают различным временем пребывания в аппарате. В связи со сложным характером движения и большим числом рассматриваемых элементарных объемов определение конкретного значения времени пребывания отдельного элемента не представляется возможным, и эта величина полагается случайной. Для описания этих величин используется такая характеристика, как функция распределения.

Величина **f(t)** называется *функцией распределения времени пребывания элементов потока в аппарате.* Произведение **f(t) dt** есть вероятность того, что элементарный объем будет иметь время пребывания в аппарате от **t** до **t+dt**, или, по другому, это есть доля элементов потока, время пребывания которых в аппарате составляет от **t** до **t+dt**:

$$\mathbf{f(t) = \frac{dN(t)}{N \cdot dt}},\ c^{-1}, \qquad (1)$$

где **dN(t)** - количество элементов потока, время пребывания которых в аппарате составляет от **t** до **t+dt**; **N** - общее число выделенных элементарных объемов в аппарате. Из определения (1) следует условие нормировки

$$\mathbf{\int_0^\infty f(t) \cdot dt = 1}, \qquad (2)$$

так как вероятность того, что время пребывания элемента потока в аппарате лежит в диапазоне от **0** до **∞**, безусловно, равна 1 (100%).

Зная функцию распределения **f(t)**, можно найти среднее $\bar{t}$ и наиболее вероятное время пребывания элементов потока в аппарате $\mathbf{t_B}$, соответствующее максимальному значению **f(t)**, где

$$\mathbf{\bar{t} = \int_0^\infty t \cdot f(t) \cdot dt}. \qquad (3)$$

С другой стороны, $\bar{t}$ может быть найдено как

$$\bar{t} = V / \dot{V}, \qquad (4)$$

где **V** - объем аппарата, $\dot{V}$ - объемный расход. На рис. 1 представлен типичный вид функции распределения **f(t)**.

На практике удобнее использовать безразмерное время пребывания θ и безразмерную функцию распределения $f^*(\theta)$:

$$\theta = t / \bar{t}, \qquad (5)$$

$$f^*(\theta) = \bar{t} \cdot f(t). \qquad (6)$$

Произведение $f^*(\theta) \cdot d\theta$ является вероятностью пребывания элемента потока в аппарате времени от θ до $\theta + d\theta$.

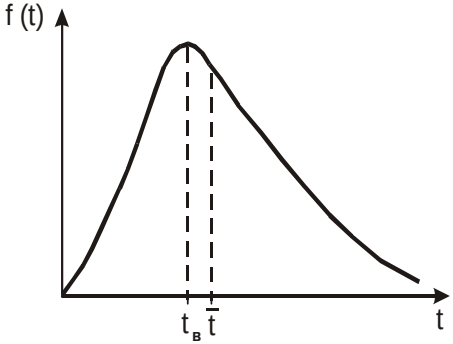


Рис. 1. Функция распределения f(t)

Модели структуры потоков

Реальная структура потоков в аппаратах чрезвычайно сложна. Для ее математического описания и дальнейшего использования применяют различные модели, представляющие, в определенной степени, упрощенную картину. Можно выделить два наиболее простых и предельных случая: идеальное вытеснение и идеальное смешение. Существуют и более приближенные к реальности модели промежуточного типа, к которым относятся ячеечная и диффузионная модели.

Модель идеального вытеснения (МИВ)

Согласно этой модели, все элементы потока движутся по параллельным траекториям с одинаковыми скоростями **w**. Время пребывания в аппарате для всех элементов потока одинаково.

Изменение концентрации меченых элементов потока **C(x,t)** во времени **t** по длине аппарата **x** для МИВ описывается уравнением

$$\frac{\partial C}{\partial t} = -w \cdot \frac{\partial C}{\partial x}. \qquad (7)$$

Функция $f^*(\theta)$ имеет вид δ-функции Дирака (рис. 2):

$$f^*(\theta) = \delta(1-\theta), \qquad (8)$$

где $\delta(a) = \infty$, $a = 0$; $\delta(a) = 0$, $a \neq 0$.

Наиболее близка к модели идеального вытеснения структура потока, движущегося по длинной трубе малого диаметра.

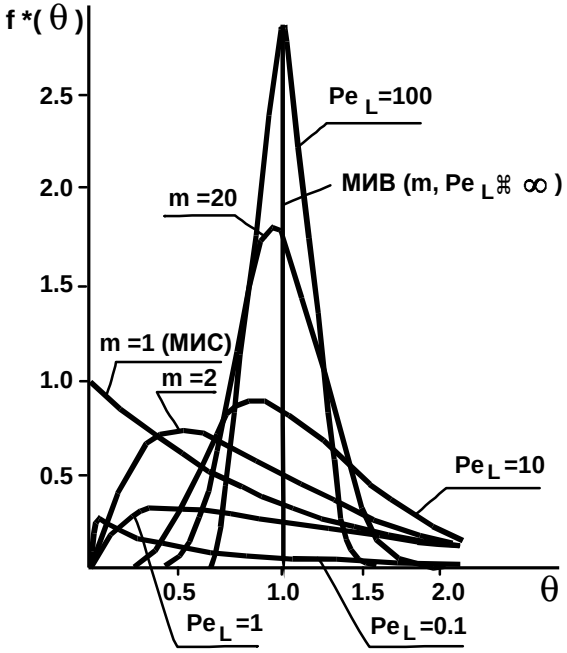


Рис. 2. Вид функции распределения $f^*(\theta)$ в зависимости от значения параметров m и Pe_L

Модель идеального смешения (МИС)

Предполагается, что любая порция входящего в аппарат потока мгновенно перемешивается во всем объеме. Координаты и скорость

отдельного элемента потока в каждый момент времени, а также время его пребывания в аппарате имеют чисто случайные значения. Изменение концентрации меченых элементов потока в аппарате со временем описывается уравнением

$$\frac{\partial \mathbf{C}}{\partial \mathbf{t}} = \frac{\dot{\mathbf{V}}}{\mathbf{V}}\left(\mathbf{C}_{\text{вх}} - \mathbf{C}\right) = \frac{\left(\mathbf{C}_{\text{вх}} - \mathbf{C}\right)}{\bar{\mathbf{t}}}, \qquad (9)$$

где $\mathbf{C}_{\text{вх}}$ - концентрация этих элементов во входящем потоке. Функция распределения $\mathbf{f}^*(\boldsymbol{\theta})$ имеет экспоненциальный вид (см. рис. 2):

$$\mathbf{f}^*(\boldsymbol{\theta}) = \mathbf{exp}(-\boldsymbol{\theta}). \qquad (10)$$

Наиболее близка к модели идеального смешения структура маловязкого потока, движущегося с небольшой расходной скоростью через аппарат с интенсивно работающей мешалкой.

Ячеечная модель (МЯ)

В соответствии с этой моделью поток представляется состоящим из нескольких последовательно соединенных ячеек идеального смешения. Параметром модели является число таких ячеек **m**.

Изменение концентрации меченных элементов потока со временем в каждой i-й ячейке описывается уравнением

$$\frac{\partial \mathbf{C_i}}{\partial \mathbf{t}} = \frac{\mathbf{m}}{\bar{\mathbf{t}}}\left(\mathbf{C_{i-1}} - \tilde{\mathbf{N}}_\mathbf{i}\right). \qquad (11)$$

При $\mathbf{m = 1}$ МЯ переходит в МИС, а при $\mathbf{m = \infty}$ - в МИВ. Функция распределения $\mathbf{f}^*(\boldsymbol{\theta})$ определяется [1], см. рис. 2:

$$\mathbf{f}^*(\boldsymbol{\theta}) = \frac{\mathbf{m}^\mathbf{m}}{(\mathbf{m-1})!}\boldsymbol{\theta}^{\mathbf{m-1}}\mathbf{exp}(-\mathbf{m}\cdot\boldsymbol{\theta}). \qquad (12)$$

Наиболее приемлемое описание ячеечная модель дает для каскада аппаратов с мешалками и других аппаратов ступенчатого типа.

Диффузионная модель (МД)

Предполагается, что отклонение в движении элементов потока от идеального вытеснения осуществляется за счет механизма, аналогичного диффузионному. Это позволяет считать расходную скорость

w постоянной во всех точках аппарата, а перемешивание вне зависимости от причин, его вызывающих, учитывать с помощью коэффициента продольного (обратного) перемешивания $\mathbf{D_L}$. Тогда можно воспользоваться уравнением нестационарной конвективной диффузии для описания изменения концентрации меченых элементов потока по длине аппарата **x** со временем **t**:

$$\frac{\partial \mathbf{C}}{\partial \mathbf{t}} = -\bar{\mathbf{w}} \cdot \frac{\partial \mathbf{C}}{\partial \mathbf{x}} + \mathbf{D_L} \frac{\partial^2 \mathbf{C}}{\partial \mathbf{x}^2} . \qquad (13)$$

Приближенное решение этого уравнения для аппарата значительной длины и малого сечения дает выражение для функции распределения $\mathbf{f^*(\theta)}$ [1]:

$$\mathbf{f^*(\theta)} = \sqrt{\frac{\mathbf{Pe_L}}{4\pi\theta}} \cdot \exp\left(-\frac{\mathbf{Pe_L}}{4} \cdot \frac{(\theta - 1)^2}{\theta} \right), \qquad (14)$$

где $\mathbf{Pe_L} = \bar{\mathbf{w}} \cdot \mathbf{L}/\mathbf{D_L}$ - критерий Пекле для продольного перемешивания (параметр модели); **L** - длина аппарата. В общем случае решение может быть получено в виде суммы бесконечного плохо сходящегося ряда [7]. При $\mathbf{Pe_L} = 0$ МД переходит в МИС, а при $\mathbf{Pe_L} = \infty$ - в МИВ.

Необходимо помнить, что коэффициент обратного перемешивания $\mathbf{D_L}$ учитывает суммарное отклонение от идеального вытеснения за счет всех механизмов (конвективного, турбулентного и молекулярного) и не может отождествляться с коэффициентом турбулентной $\mathbf{D_T}$ или молекулярной **D** диффузии.

В качестве примера рассмотрим движение турбулентного потока в трубе. Допустим, нам удалось пометить элементы потока в узком слое на входе в трубу. По мере движения этот слой будет искривляться, так как за счет неоднородного поля скоростей элементы в ядре потока будут обладать большими скоростями по сравнению с элементами, находящимися вблизи стенок. Кроме того, слой будет размываться за счет молекулярной и турбулентной диффузии в радиальном и осевом направлениях. Результирующее изменение концентрации меченых элементов потока, осредненное по сечению трубы, может быть охарактеризовано коэффициентом обратного перемешивания $\mathbf{D_L}$ (рис.3).

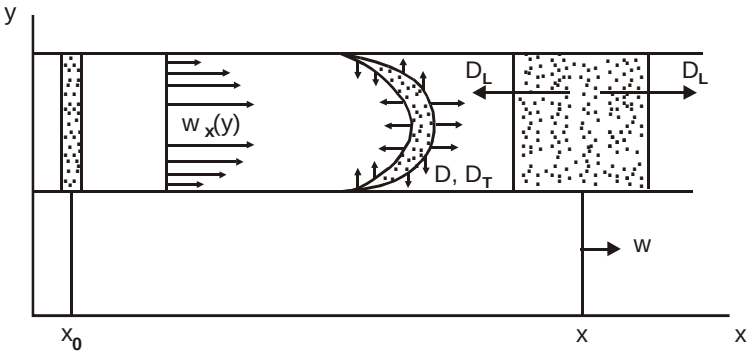


Рис. 3. Пояснение диффузионной модели структуры потока в трубе

Обычно диффузионную модель применяют для аппаратов, характеристики потоков в которых изменяются по длине непрерывно.

Изучение структуры потоков

Для изучения структуры потоков с целью получения функции распределения времени пребывания элементарных объемов в аппарате используют метод меченых объемов (индикаторов, трассеров). Для этого в основной поток на входе в аппарат вводится индикатор, элементарные объемы которого должны двигаться аналогично элементам основного потока. Фиксируя изменение во времени концентрации индикатора на выходе из аппарата, получают *кривую отклика*, которая может быть приведена в соответствие с функцией распределения времени пребывания элементов потока в аппарате. Обычно применяют импульсный ввод индикатора, т.е. единовременное заполнение небольшим объемом индикатора всего поперечного сечения на входе в аппарат. Получаемая в этом случае кривая отклика **C(t)** достаточно просто соотносится с функцией распределения времени пребывания элементов потока в аппарате **f(t)** [2]:

$$\mathbf{f(t) = C(t) \Big/ \int_0^{\infty} C(t) \cdot dt}. \qquad (15)$$

Определив из (3) среднее время пребывания $\bar{\mathbf{t}}$, по (5) и (6) можно перейти к безразмерной функции распределения $\mathbf{f^*(\theta)}$. Сопоста-

вив вид полученной кривой с известными зависимостями $\mathbf{f^*(\theta)}$, найденными для различных моделей структуры потоков (см. рис. 2), можно судить о характере движения элементарных объемов в аппарате и, при необходимости, выбрать наиболее приемлемую модель.

Следующие этапы – *идентификация модели* (нахождение параметров модели) и *проверка ее адекватности* (соответствие реальному объекту). Обычно для определения параметров моделей используют дисперсию времени пребывания элементов потока в аппарате $\boldsymbol{\sigma_\theta^2}$. *Дисперсией случайной величины* называется средний квадрат ее отклонения от среднего значения. Следовательно, имея в виду, что интегрирование случайной величины с функцией распределения представляет процедуру усреднения, получаем

$$\boldsymbol{\sigma_\theta^2 = \int_0^\infty \left(\theta - \bar{\theta}\right)^2 \cdot f^*(\theta) \cdot d\theta = \int_0^\infty (\theta - 1)^2 \cdot f^*(\theta) \cdot d\theta}\,. \qquad (16)$$

Подставляя в (16) экспериментальную зависимость $\mathbf{f^*(\theta)}$, находят значение $\boldsymbol{\sigma_\theta^2}$. Используя в (16) выражение $\mathbf{f^*(\theta)}$, для различных моделей получают соответствующие соотношения:

- для ячеечной модели ($\mathbf{f^*(\theta)}$ из (12))

$$\boldsymbol{\sigma_\theta^2 = 1/m}\,; \qquad (17)$$

- для диффузионной модели [2]

$$\boldsymbol{\sigma_\theta^2 = \frac{2}{Pe_L^{\,2}}\left(Pe_L - 1 + \exp(-Pe_L)\right)}. \qquad (18)$$

Используя экспериментальные значения $\boldsymbol{\sigma_\theta^2}$ в соотношениях (17) или (18), определяют параметры соответствующих моделей $\mathbf{m}$ или $\mathbf{Pe_L}$. Учитывая, что любая модель дает упрощенное описание реального объекта, проверяют адекватность модели, насколько хорошо она воспроизводит экспериментальные результаты, то есть сравнивают экспериментальную и модельную функции распределения $\mathbf{f^*(\theta)}$. Если точность удовлетворительна, то модель используют для описания структуры потока в данном аппарате, если нет, то подбирают другую, возможно, более сложную модель.

Использование информации о структуре потока

Структура потоков оказывает влияние на поля температур и концентраций, которые определяют движущие силы тепловых и массообменных процессов. Их знание необходимо для проектирования соответствующих аппаратов.

Влияет структура потоков и на скорость химических процессов. Для частиц с малым временем пребывания в аппарате это время может оказаться недостаточным для протекания химической реакции, а для частиц с большим временем пребывания могут пойти и побочные реакции.

Без учета структуры потоков невозможно использовать данные лабораторных исследований для проектирования промышленных аппаратов, так как изменение масштаба сильно сказывается на структуре потоков.

Контрольные вопросы

1. Что понимают под структурой потока в аппарате?
2. Какими величинами можно охарактеризовать структуру потока?
3. Какой смысл имеет функция распределения времени пребывания элементов потока в аппарате?
4. Какие модели структуры потоков вам известны? Какие допущения заложены в каждой из них?
5. В чем состоит метод исследования структуры потоков с помощью индикатора?
6. Как по кривой отклика можно получить значения параметров модели?
7. Для чего применяются знания о структуре потоков в аппарате?

2. Экспериментальное исследование структуры потоков в трубе и аппарате с мешалкой

Цели исследования:

1. Получить кривые отклика для различных типов аппаратов и различных режимов течения.
2. Найти функции распределения времени пребывания элементов потока из полученных кривых отклика.
3. Определить параметры диффузионной и ячеечной моделей.
4. Проанализировать достоинства и недостатки различных способов извлечения параметров модели из кривых отклика.
5. Проверить адекватность моделей для каждого эксперимента и выбрать лучшую из них.
6. Проанализировать влияние конструкции аппарата и режима движения на структуру потока.

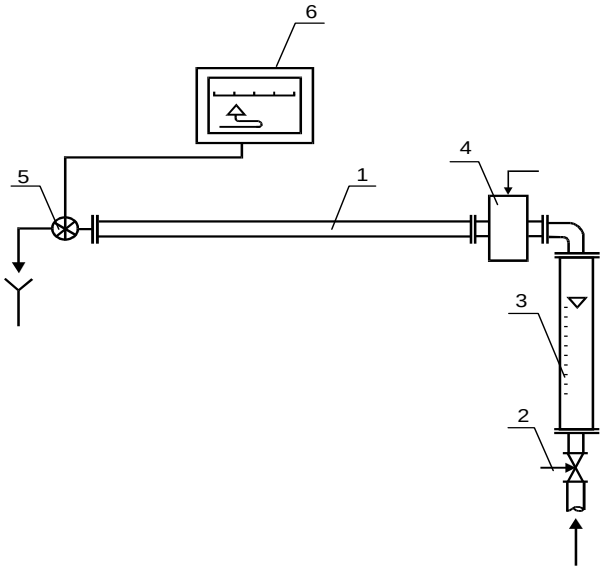


Рис. 4. Схема установки для изучения структуры потока в трубе
1 - цилиндрическая труба, 2 - вентиль, 3 - ротаметр, 4 - устройство для ввода индикатора, 5 - датчик электропроводности, 6 - самописец.

2.1. Описание экспериментальных установок

Установка для определения структуры потока в трубе. Установка (рис. 4) состоит из цилиндрической трубы 1 с внутренним диаметром 20 мм, длиной 2.5 м; вентиля 2 для регулировки расхода воды; ротаметра 3 для измерения расхода воды; устройства для ввода индикатора 4; датчика 5 и прибора 6 для автоматической записи изменения концентрации индикатора на выходе из трубы.

Установка для определения структуры потока в аппарате с мешалкой. Установка (рис. 5) состоит из аппарата 1 с мешалкой 2, вентиля 3 для регулировки расхода воды; ротаметра 4 для измерения расхода воды; устройства для ввода индикатора 5; датчика 6 и прибора 7 для автоматической записи изменения концентрации индикатора на выходе из аппарата.

Объем аппарата с мешалкой, заполняемый жидкостью: $\mathbf{V = 2.8 \cdot 10^{-3}}$ м^3.

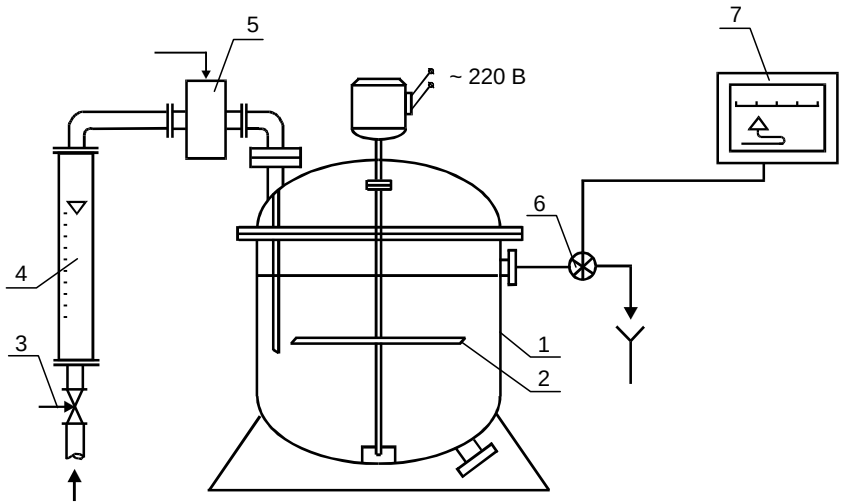


Рис. 5. Схема установки для изучения структуры потока в аппарате с мешалкой

1 - аппарат, 2 - мешалка, 3 - вентиль, 4 - ротаметр, 5 - устройство для ввода индикатора, 6 - датчик электропроводности, 7 - самописец

В качестве принадлежностей используются: индикатор, представляющий собой водный раствор поваренной соли, отличающийся от основного потока электропроводностью, замеряемой датчиком на выходе из аппарата; шприц для ввода индикатора.

2.2. Методика проведения эксперимента

Вначале получают кривую отклика для цилиндрической трубы. Для этого устанавливают заданный расход жидкости в 10-30 делений ротаметра, включают концентратомер. В устройство 5 быстро вводят 2 $см^3$ индикатора, на диаграмме отмечают момент его ввода.

Изменение концентрации индикатора во времени автоматически записывается на ленточной диаграмме концентратомера. Эксперимент завершают по достижении нулевой концентрации индикатора в аппарате. Затем увеличивают расход воды до 80-100 делений ротаметра и проводят еще один эксперимент. Вынув ленточную диаграмму из самописца, на ней проставляют временной и концентрационный масштабы, которые определяются скоростью протяжки ленты и шкалой изменения концентрации, обозначенной на концентратомере. Записывают значения расходов жидкости $\dot{\mathbf{V}}$, $м^3/с$, при которых проводились эксперименты.

Аналогичным образом получают одну кривую отклика для аппарата с мешалкой. Пока изменение концентрации индикатора автоматически записывается прибором в течение приблизительно 30 минут, приступают к обработке результатов первого эксперимента.

2.3. Первичная обработка экспериментальных данных

Исходя из вида кривой отклика выбирают временной интервал для фиксации численных значений концентрации индикатора на выходе из аппарата. Выбранный постоянный для этого эксперимента интервал $\mathbf{\Delta t}$ должен обеспечить достаточно точное воспроизведение дискретными значениями концентрации $\mathbf{C_i = C(t_i)}$ непрерывной кривой отклика **C(t)**. Для этого число точек **n** должно быть не менее 20-30 (рис.6).

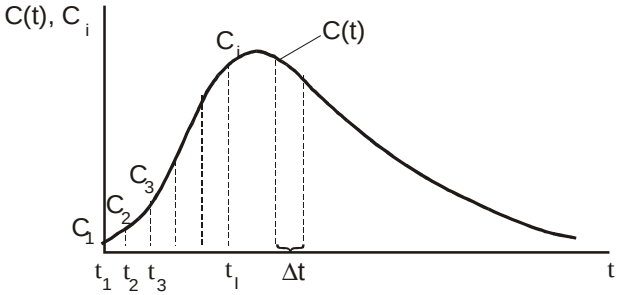


Рис. 6. Преобразование непрерывной кривой отклика C(t) в дискретную

Дискретные значения концентрации индикатора, полученные из кривой отклика, заносят в табл. 1.

Для определения функции распределения интеграл в (15) заменяется суммой

$$\int_0^{\infty} \mathbf{C(t)} \cdot \mathbf{dt} = \mathbf{\Delta t} \sum_{\mathbf{i=1}}^{\mathbf{n}} \mathbf{C_i} \; ; \tag{19}$$

$$\mathbf{f\left(t_i\right) = f_i = C_i \Big/ \left(\Delta t \sum_{i=1}^{n} C_i \right)} . \tag{20}$$

$\dot{\mathbf{V}}$ = м^3/с

Таблица 1

Время t_i, с	0	t_2		t_i		t_{n-1}	t_n
Концентрация индикатора C_i, кг/м^3	C_1	C_2		C_i		C_{n-1}	C_n
Функция распределения $f_{i,\,c-1}$	f_1	f_2		f_i		f_{n-1}	f_n

Чтобы получить безразмерную функцию распределения $\mathbf{f^*(\theta_i)}$, находят среднее время пребывания элементов потока в аппарате:

$$\bar{t} = \Delta t \sum_{i=1}^{n} t_i \cdot f_i \qquad (21)$$

и сопоставляют его с $\bar{t}$, определяемым из (4). Затем рассчитывают и заносят в таблицу 2 значения безразмерных времени пребывания θ_i и экспериментальной функции распределения $\mathbf{f^*_i = f^*_i(\theta_i)}$:

$$\theta_i = t_i / \bar{t}; \qquad (22)$$

$$f^*_i = \bar{t} f_i. \qquad (23)$$

Таблица 2

θ_i	0	θ_2	…	θ_i	…	θ_{n-1}	θ_n
f^*_i	f^*_1	f^*_2	…	f^*_i	…	f^*_{n-1}	f^*_n

По данным таблицы 2 строится график безразмерной функции распределения (рис. 7), находится наиболее вероятное время пребывания элементов потока в аппарате θ_B и сравнивается со средним $\bar{\theta}$.

Для определения числа ячеек **m** (параметра ячеечной модели) рассчитывается дисперсия времени пребывания элементов потока в аппарате (16), (17)

$$\sigma^2_\theta = \Delta\theta \cdot \left(\sum_{i=1}^{n} (\theta_i - 1)^2 f^*_i \right), \qquad \Delta\theta = \frac{\Delta t}{\bar{t}} \qquad (24)$$

$$m = 1 / \sigma^2_\theta. \qquad (25)$$

Полученное значение числа ячеек округляют до целого числа.

Учитывая, что для нахождения критерия $\mathbf{Pe_L}$ (параметра диффузионной модели) из дисперсии пришлось бы решать нелинейное уравнение (18), можно воспользоваться более простым способом. Величина $\mathbf{Pe_L}$ в (14) связана достаточно простым соотношением с $\mathbf{f^*(1)}$:

$$f^*(1) = \sqrt{\frac{Pe_L}{4\pi}}; \qquad (26)$$

$$\mathbf{Pe_L = 4\pi\left(f^*(1)\right)^2}. \qquad (27)$$

Таким образом, определив из графика $\mathbf{f^*(\theta)}$ значение $\mathbf{f^*(1)}$ при $\mathbf{\theta = 1}$ и подставив в (27), можно найти величину критерия $\mathbf{Pe_L}$. Данный способ менее точен, но может считаться приемлемым для первичной обработки результатов, так как на следующем этапе будут производиться более точные расчеты на ЭВМ.

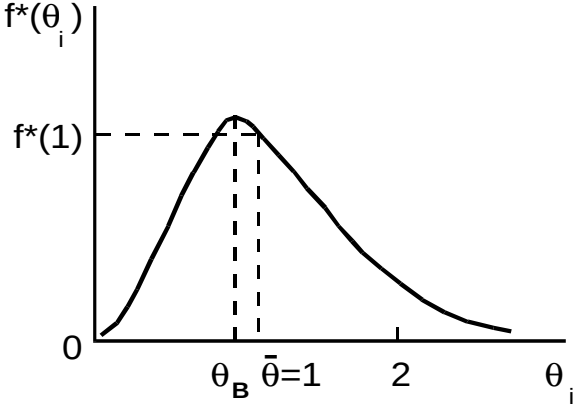


Рис.7. График безразмерной экспериментальной функции распределения $\mathbf{f^*(\theta_i)}$

Первичная обработка результатов, ставящая своей целью получение ориентировочных значений параметров ячеечной и диффузионной моделей структуры потока, проводится последовательно для всех трех экспериментов.

2.4. Обработка экспериментальных данных на ЭВМ и проверка адекватности модели

С помощью ЭВМ решают две задачи:

1. более точное определение параметров ячеечной и диффузионной моделей;
2. сопоставление экспериментальных и модельных функций распределения $\mathbf{f^*(\theta)}$, то есть проверка адекватности (соответствия) модели реальному объекту.

Последовательно обрабатываются кривые отклика для каждого эксперимента.

Величины, вводимые в ЭВМ

В режиме диалога вводятся следующие величины:

n – число дискретных значений концентраций, снятых с кривой отклика;

$\mathbf{t_i}$ – время от начала эксперимента;

$\mathbf{C_i}\left(\mathbf{i=\overline{1,n}}\right)$ - концентрации индикатора на выходе из аппарата, см. табл. 1.

Для определения коэффициента обратного перемешивания в трубе $\mathbf{D_L}$ дополнительно вводятся: $\bar{\mathbf{w}}$ - скорость потока в трубе, м/с, из (30); **L** - длина трубы, м.

Алгоритм расчета

В ходе компьютерного расчета определяются значения функции распределения $\mathbf{f_i}$ по (20), среднего времени пребывания $\bar{\mathbf{t}}$ - по (21), безразмерных времени пребывания $\boldsymbol{\theta}_\mathbf{i}$ - по (22) и экспериментальной функции распределения $\mathbf{f^*}(\boldsymbol{\theta})$ - по (23).

С помощью соотношения (14) рассчитываются значения модельной безразмерной функций распределения $\mathbf{f^*_i\,1}$ с учетом значения параметра $\mathbf{Pe_L1}$, найденного компьютером из (27). Определяются расхождения расчетных и экспериментальных значений в каждой точке $\mathbf{E_i1}$ и среднее **E1**:

$$\mathbf{E_i1} = \left(\mathbf{f^*_i\,1 - f^*_i}\right); \tag{28}$$

$$\mathbf{E1} = \sum_{i=1}^{n} \left|\mathbf{E_i1}\right| / \mathbf{n}\,. \tag{29}$$

Затем рассчитываются дисперсия $\boldsymbol{\sigma}_\boldsymbol{\theta}^2$ по (24) и число ячеек **m2** - по (25). Значение критерия $\mathbf{Pe_L2}$ находится численным решением нелинейного уравнения (18). Подстановкой найденных значений пара-

метров (**m2, Pe_L2**) в (12) и (14) определяются $\mathbf{f^*_i\ 2}$, а затем расхождения $\mathbf{E_i2}$, **E2** по аналогии с (28), (29).

Наиболее точно параметры модельных функций распределения определяются минимизацией величины средних расхождений экспериментальных и модельных $\mathbf{f^*(\theta)}$. При этом находятся **m3**, $\mathbf{Pe_L3}$, $\mathbf{E_i3}$, **E3**.

Выводимые величины

На экран монитора и печатающее устройство выводятся все введенные величины, а также:

1 лист

$$\mathbf{\Delta t}\cdot\sum_{i=1}^{n}\mathbf{C_i(t)};\quad \bar{t};\quad \sigma_0^2;$$

2 лист – диффузионная модель

Pe_L1; E1; Pe_L2; E2; Pe_L3; E3; D_L; W; L.

(Последние три величины распечатываются, если требовалось определить $\mathbf{D_L}$)

3 лист – ячеечная модель

m2; E2; m3; E3;

4 лист

$$\theta_i;\quad \mathbf{f^*_{i\,экс}};\quad \mathbf{f^*_i\ МЯ(m3)};\quad \mathbf{f^*_i\ МД(Pe_L3)}$$

Предусмотрена возможность просмотра графических зависимостей $\mathbf{f^*_i(\theta)}$ как экспериментальных, так и модельных с параметрами, найденными различными способами.

Результаты расчетов сводятся в табл. 3, где под значением параметра модели в скобках приводят средние расхождения экспериментальных и модельных функций распределения, рассчитанных с данным значением параметра.

Таблица 3

№ эксп.	$\dot{V}\cdot 10^4$, $м^3/с$	$\frac{Pe_L 1}{(E1)}$	$\frac{Pe_L 2}{(E2)}$	$\frac{Pe_L 3}{(E3)}$	$\frac{m2}{(E2)}$	$\frac{m3}{(E3)}$	$\bar{w}$, м/с	Re	D_L, $\frac{м^2}{с}$
1 2 3							-	-	-

Анализ результатов

1. Сопоставляя рассчитанные на ЭВМ величины $\mathbf{f_i}$, $\bar{t}$, $\boldsymbol{\theta_i}$, $\mathbf{f^*_i}$, $\boldsymbol{\sigma_\theta^2}$, **m2** с аналогичными, найденными в ходе первичной обработки эксперимента, убеждаются в отсутствии ошибок. Если таковые имеются, то проводятся необходимые исправления.

2. Сравниваются значения $\mathbf{Pe_L 2}$ и $\mathbf{Pe_L 1}$; по величинам **E2** и **E1** делается вывод о преимуществе того или иного метода определения параметра диффузионной модели.

3. Сравниваются значения параметров моделей **(m3, Pe_L3)** и средние расхождения **E3**, полученные минимизацией последней с **m2**, $\mathbf{Pe_L 2}$ и **E2**, найденными из дисперсии $\boldsymbol{\sigma_\theta^2}$. Анализируются достоинства и недостатки обоих методов.

4. Сопоставляются экспериментальные и модельные безразмерные функции распределения $\mathbf{f^*(\theta)}$, по величинам **E3** выбирается лучшая модель, анализируется возможность ее использования для описания структуры потока в данном аппарате при конкретных условиях. Анализ проводится последовательно для каждого эксперимента.

Кроме того, для цилиндрической трубы находят значения средней скорости $\bar{w}$, коэффициентов обратного перемешивания $\mathbf{D_L}$ и критерия **Re** при двух расходах жидкости:

$$\bar{w} = \frac{4\dot{V}}{\pi d^2}, \qquad (30)$$

$$D_L = \frac{\bar{w} L}{Pe_L 3}, \quad (31)$$

$$Re = \frac{\bar{w} d \rho}{\mu}. \quad (32)$$

Анализируются зависимости коэффициента D_L и критерия Pe_L от режима движения, решается, в каком из режимов характер движения ближе к идеальному вытеснению.

Контрольные вопросы

1. В чем заключаются цели исследования структуры потоков?
2. Что представляют собой экспериментальные установки?
3. В чем заключается методика проведения эксперимента?
4. Каковы цели и этапы первичной обработки экспериментальных данных?
5. Каковы цели и алгоритм обработки экспериментальных данных на ЭВМ?
6. Что следует проанализировать, получив результаты исследования?

3. Моделирование процесса теплопередачи в теплообменнике типа «труба в трубе» при различной структуре потоков

Цели моделирования:

1. Получить профили температур по длине аппарата для различных моделей структуры потоков.
2. Проанализировать влияние режима движения и модели структуры потока на профили температур, средние разности температур и тепловые нагрузки теплообменника.

3.1. Постановка задачи

Рассмотрим теплообменник типа «труба в трубе» (рис. 8), по внутренней трубе которого движется вода, нагреваясь от температуры

$\mathbf{T_н}$ до $\mathbf{T_к}$, а между трубами – насыщенный пар с температурой $\mathbf{T_п}$. Длина аппарата **L = 2.5** м, внутренний диаметр внутренней трубы **d = 20** мм, что соответствует размерам трубы, структура потока в которой была исследована ранее. Коэффициент теплопередачи, определяющийся в основном теплоотдачей жидкого теплоносителя, может полагаться постоянным по длине аппарата и рассчитываться для диапазона рабочих расходов воды в установке (см. рис. 4) по формуле

$$\mathbf{K = 0.5Re^{0.9}}\ , \quad \text{Вт/(м}^2\text{*К)}. \tag{33}$$

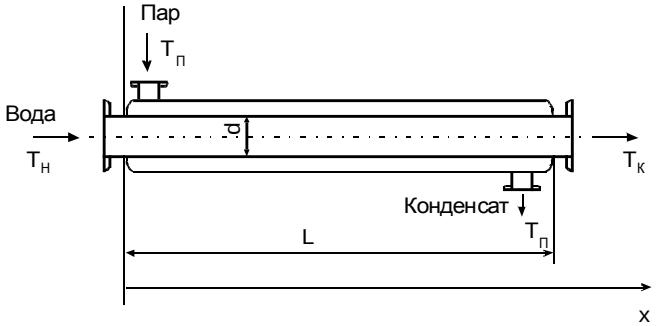


Рис. 8. Схема моделируемого теплообменника типа «труба в трубе»

Требуется определить изменение температуры воды по длине теплообменника, а также среднюю разность температур теплоносителей и тепловую нагрузку аппарата для различных моделей структуры потока во внутренней трубе.

Строгий теоретический подход заключается в решении системы дифференциальных уравнений, описывающих законы сохранения массы, импульса и энергии. Так, из закона сохранения энергии следует:

$$\frac{\partial(\mathbf{c\rho T})}{\partial \mathbf{t}} = -\vec{\nabla}\cdot\vec{\mathbf{q}} + \mathbf{r}\,, \tag{34}$$

где **T** - температура **T(x,y,z,t)**; **t** - время; $\vec{\nabla}\cdot\vec{\mathbf{q}}$ - дивергенция теплового потока; **r** - источник тепла в единице объема за единицу времени; **c** - теплоемкость; **ρ** - плотность среды.

Учитывая молекулярный λ, турбулентный λ_T и конвективный $\vec{w}$ механизмы переноса тепла, а также стационарность рассматриваемой задачи, можно переписать выражение (34) следующим образом:

$$\vec{q} = -(\lambda + \lambda_т)\vec{\nabla}T + \vec{w}c\rho T; \quad (35)$$

$$\vec{\nabla}\cdot(c\rho T\vec{w}) = \vec{\nabla}\cdot\left((\lambda + \lambda_т)\vec{\nabla}T\right) + r. \quad (36)$$

Решение трехмерного дифференциального уравнения (36) для отыскания стационарного поля температуры **T(x,y,z)** даже при известном поле скорости **w(x,y,z)** представляет очень сложную задачу. В связи с этим, как правило, пользуются упрощенными моделями.

3.2. Использование моделей структуры потоков при описании процесса теплопередачи

Модель идеального вытеснения

В основе модели лежат допущения о постоянстве скорости и температуры в поперечном сечении аппарата, а также об отсутствии продольных перемешивания и теплообмена. С учетом этих допущений, а также постоянства теплоемкости и плотности можно переписать уравнение (36) следующим образом:

$$c\rho\bar{w}\frac{dT}{dx} = r. \quad (37)$$

В качестве источника тепла будет рассматриваться процесс теплопередачи от греющего пара к воде:

$$r = \frac{dQ}{dV} = \frac{K(T_п - T)dF}{dV} = \frac{4K(T_п - T)}{d}; \quad (38)$$

$$dF = \pi d\,dx; \quad (39)$$

$$dV = \frac{\pi d^2}{4}dx. \quad (40)$$

Интегрируя дифференциальное уравнение (37), получим изменение температуры воды по длине трубы **x** (рис. 9):

$$\int_{T_н}^{T}\frac{dT}{T_п - T} = \int_0^x \frac{4Kdx}{\bar{w}c\rho d}; \quad (41)$$

$$T = T_п - (T_п - T_н)\exp\left(-\frac{4Kx}{\bar{w}c\rho d}\right). \qquad (42)$$

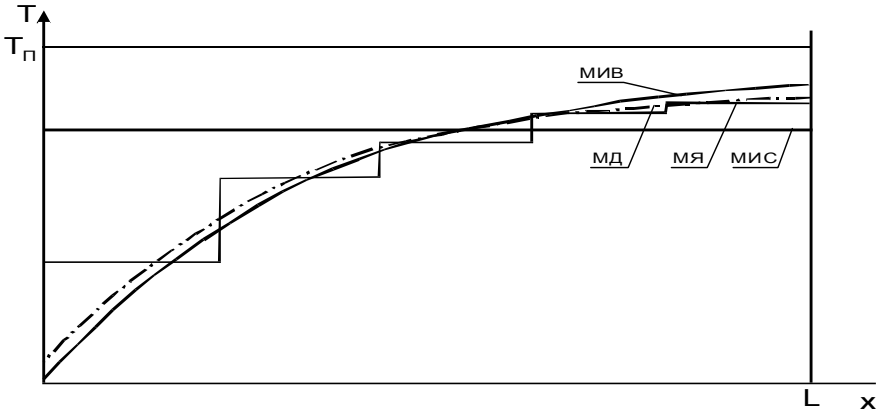


Рис. 9. Профили температуры воды T(x) для различных моделей структуры потока во внутренней трубе

Зная профиль температуры, можно определить движущую силу процесса теплопередачи как локальную, т.е. в определенной точке **x**, так и среднюю по всему аппарату длиной **L**:

$$\Delta T = \Delta T_н \exp\left(-\frac{4Kx}{\bar{w}c\rho d}\right); \qquad \Delta T_н = T_п - T_н; \qquad (43)$$

$$\Delta T_{ср} = \frac{1}{L}\int_0^L \Delta T\, dx = \frac{\Delta T_н - \Delta T_к}{\ln\frac{\Delta T_н}{\Delta T_к}}; \ \Delta T_к = T_п - T_к. \qquad (44)$$

Следует помнить, что определение средней разности температур, как среднелогарифмической величины справедливо лишь для модели идеального вытеснения.

Модель идеального смешения

Эта модель предполагает полное перемешивание потока и, соответственно, равенство температуры во всех точках аппарата. Следова-

тельно, температура в любой точке внутренней трубы **T(x)** будет равняться конечной температуре $T_к$, которую легко определить из уравнения теплового баланса (см. рис. 9):

$$T_к = \frac{FKT_п + \dot{V} c\rho T_н}{\dot{V} c\rho + KF}. \qquad (46)$$

Локальная и средняя разности температур будут тождественны:

$$\Delta T = \Delta T_{ср} = T_п - T_к. \qquad (47)$$

Ячеечная модель

Поток жидкого теплоносителя представляется проходящим последовательно через ячейки идеального перемешивания, в каждой из которых его температура постоянна. Для отыскания температуры каждой ячейки требуется решить уравнения теплового баланса (см. рис. 9):

$$\dot{V} \rho c\left(T_{кi} - T_{нi}\right) = KF\left(T_п - T_{кi}\right)\Big/ m, \qquad i = \overline{1,m}; \qquad (48)$$

$$T_{кi} = \frac{FKT_п + \dot{V} c\rho T_{нi} m}{\dot{V} c\rho m + KF}. \qquad (49)$$

Локальная разность температур в каждой ячейке ΔT_i и средняя разность температур $\Delta T_{ср}$ определяются следующим образом:

$$\Delta T_i = T_п - T_{кi}; \qquad (50)$$

$$\Delta T_{ср} = \frac{1}{m}\sum_{i=1}^{m} \Delta T_i. \qquad (51)$$

Диффузионная модель

Как и в модели идеального вытеснения, в диффузионной модели предполагается постоянство скорости и температуры в поперечном сечении аппарата, но учитываются перемешивание и теплообмен в продольном направлении с помощью коэффициента D_L:

$$\bar{w}\frac{dT}{dx} = \frac{4K(T_п - T)}{c\rho d} + D_L\frac{d^2T}{dx^2}. \qquad (52)$$

Возможно аналитическое решение этого дифференциального уравнения второго порядка. На рис. 9 представлен примерный вид зависимости **T(x)** для диффузионной модели.

Общее решение имеет вид

$$T = T_п + C_1\exp(S_1x) + C_2\exp(S_2x); \qquad (53)$$

$$S_{1,2} = \left(\bar{w} \pm \left(\bar{w}^2 + 16D_LK/(c\rho d)\right)^{1/2}\right)/(2D_L). \qquad (54)$$

Для нахождения частного решения необходимо сформулировать граничные условия. На входе в аппарат из условия неразрывности теплового потока можно записать

$$x = 0,\ \bar{w}\rho cT_н = \bar{w}\rho cT - D_L\rho c\,dT/dx, \qquad (55)$$

а для выхода из аппарата - положить температуру равной конечной:

$$x = L,\quad T = T_к, \qquad (56)$$

Величину $T_к$ можно выразить с использованием уравнения теплового баланса

$$\dot{V}\rho c(T_к - T_н) = KF\Delta T_{ср}, \qquad (57)$$

$$\Delta T_{ср} = \frac{1}{L}\int_0^L (T_п - T)dx = \int_0^L \left(T_п - \left(C_1\exp(S_1x) + C_2\exp(S_2x) + T_п\right)\right)dx = \\ -\left(C_1\left(\exp(S_1L) - 1\right)/S_1 + C_2\left(\exp(S_2L) - 1\right)/S_2\right)/L. \qquad (58)$$

Решая совместно уравнения (53)-(58), можно определить константы интегрирования C_1 и C_2, т.е. найти искомые решения:

$$C_1 = \left((T_н - T_п) + C_2P\right)/H, \qquad (59)$$

$$C_2 = \frac{(T_н - T_п)(\bar{w} - \bar{w}/H + D_L S_1/H)}{P(\bar{w} - S_1D_L)/H + \bar{w} - S_2D_L}, \qquad (60)$$

$$A = L\dot{V}c\rho/(KF), \qquad (61)$$

$$P = 1/(AS_2) - \exp(S_2L)(1 + 1/(AS_2)), \qquad (62)$$

$$H = \exp(S_1L)(1 + 1/(AS_1)) - 1/(AS_1). \qquad (63)$$

3.3. Расчет характеристик процесса теплопередачи с использованием простейших моделей идеального вытеснения и идеального смешения

Требуется рассмотреть процесс теплопередачи в теплообменнике типа «труба в трубе» при расходах воды, использованных при изучении структуры потока в цилиндрической трубе. Следовательно, $\dot{\mathbf{V}}$, а также **w**, **Re**, $\mathbf{D_L}$ и **m** уже известны. Начальную температуру воды $\mathbf{T_н}$ можно принять 10°С, температура пара $\mathbf{T_п}$ задается преподавателем. Ориентировочное значение коэффициента теплопередачи рассчитывается по соотношению (33). Средние значения теплоемкости **c** и плотности **ρ** можно принять: $\mathbf{c = 4.18 \cdot 10^3}$ Дж/(кг·К); $\mathbf{\rho = 996}$ кг/м^3. Расчет производится для двух значений расходов воды, результаты заносятся в табл. 4.

Модель идеального вытеснения

По соотношению (42) находится температура воды на выходе из теплообменника **(x = L)**. Определяются разности температур теплоносителей, - как на концах аппарата, так и среднее значение с помощью (44). Рассчитывается тепловая нагрузка аппарата:

$$\dot{\mathbf{Q}} = \dot{\mathbf{V}}\mathbf{c\rho}\left(\mathbf{T_н - T_п}\right) \quad \text{или} \quad \dot{\mathbf{Q}} = \mathbf{KF\Delta T_{ср}}. \qquad (64)$$

Модель идеального смешения

По формуле (46) рассчитывается температура воды в аппарате, а по (47) - движущая сила процесса. Тепловая нагрузка находится из соотношений (64).

Анализ результатов

Сопоставляя результаты расчетов, необходимо сделать вывод о преимуществе того или иного характера движения теплоносителя в теплообменном аппарате.

3.4. Моделирование процесса теплопередачи на ЭВМ

С помощью ЭВМ решаются следующие задачи:

- для всех рассмотренных моделей структуры потоков определяются профили температур теплоносителей в теплообменнике типа «труба в трубе»;
- находятся средние разности температур и тепловые нагрузки аппарата.

Моделирование проводится последовательно для каждого из режимов движения теплоносителя.

Вводимые в ЭВМ величины

В режиме диалога вводятся следующие величины:

$\mathbf{T_п}$ - температура пара, °С;

$\mathbf{T_н}$ - начальная температура воды, °С;

$\dot{\mathbf{V}}$ - расход воды во внутренней трубе, $м^3/с$;

$\mathbf{D_L}$ - коэффициент обратного перемешивания, $м^2/с$;

m - число ячеек идеального смешения.

Выводимые результаты

На экран монитора и принтер для различных моделей структуры потока выводятся:

- **T(x)**, °С – профиль температуры воды по длине трубы (график);
- $\mathbf{T_к}$, °С – конечная температура воды;
- $\mathbf{DT_{ср}}$, °С – средняя движущая сила процесса теплопередачи;
- $\dot{\mathbf{Q}}$, Вт – тепловая нагрузка аппарата.

Результаты моделирования сводятся в табл. 4.

Анализ результатов

1. Сопоставляя результаты компьютерных расчетов для моделей МИВ и МИС с результатами, полученными в разделе

3.3, убеждаемся в отсутствии ошибок. В противном случае их устраняем.

2. Анализируется влияние структуры потока на характеристики процесса теплопередачи: профиль температур, среднюю движущую силу, тепловую нагрузку.
3. Определяется погрешность МИВ, используемой обычно для расчета теплообмена в трубе, при различных режимах течения.

Таблица 4

$\mathbf{T_н}$ = °C, $\mathbf{T_п}$ = °C,

Модель	Эксперимент 1 $\dot{\mathbf{V}}$ = м^3/с			Эксперимент 2 $\dot{\mathbf{V}}$ = м^3/с		
	$\mathbf{T_к}$, °C	$\mathbf{\Delta T_{ср}}$, °C	$\dot{\mathbf{Q}}$, Вт	$\mathbf{T_к}$, °C	$\mathbf{\Delta T_{ср}}$, °C	$\dot{\mathbf{Q}}$, Вт
МИВ МИС МЯ МД						

4. Сопоставляя результаты компьютерных расчетов для моделей МИВ и МИС с результатами, полученными в разделе 3.3, убеждаемся в отсутствии ошибок. В противном случае их устраняем.
5. Анализируется влияние структуры потока на характеристики процесса теплопередачи: профиль температур, среднюю движущую силу, тепловую нагрузку.
6. Определяется погрешность МИВ, используемой обычно для расчета теплообмена в трубе, при различных режимах течения.

Контрольные вопросы

1. В чем состоят цели моделирования теплопередачи?
2. В чем заключаются сложности строгого теоретического подхода для определения поля температуры в трубе?
3. Какие упрощения предусматриваются каждой моделью?

4. Каковы основные этапы работы?
5. Что следует проанализировать по результатам моделирования?

РАБОТА 3

ИЗМЕРЕНИЕ ДАВЛЕНИЯ И ВАКУУМА В ПОКОЯЩЕЙСЯ ЖИДКОСТИ

Доц. Б.Ф. Степочкин, доц. Ю.И. Разинов

Важнейшей характеристикой покоящейся жидкости является гидростатическое давление, которое определяется выражением

$$\mathbf{p} = \lim_{\Delta S \to 0} \frac{\Delta P}{\Delta S}, \qquad (1)$$

где $\mathbf{p}$ – гидростатическое давление в точке; ΔP – сила давления жидкости, действующая на элементарную площадку ΔS.

Величина гидростатического давления, возникающего внутри жидкости, находится из основного уравнения гидростатики:

$$\mathbf{p} = \mathbf{p_0} + \rho g H, \qquad (2)$$

где $\mathbf{p_0}$ – давление на свободную поверхность жидкости, Па; ρ – плотность жидкости, кг/м^3; $\mathbf{g}$ – ускорение свободного падения, м/с^2; $\mathbf{H}$ – глубина погружения точки, м.

Различают абсолютное давление, определяемое соотношением (1), а также избыточное давление и вакуум. В том случае, если абсолютное давление выше атмосферного, вводится понятие избыточного давления:

$$\mathbf{p_{изб}} = \mathbf{p_{абс}} - \mathbf{p_{атм}}, \qquad (3)$$

а при абсолютном давлении в системе ниже атмосферного – понятие вакуума. По шкале вакуума отсчет ведется от давления, равного атмосферному, но в сторону уменьшения давления. Связь между вакуумом $\mathbf{p_{вак}}$ и абсолютным давлением выражается формулой

$$\mathbf{p_{вак}} = \mathbf{p_{атм}} - \mathbf{p_{абс}}. \qquad (4)$$

Единицами измерения давления в международной, технической и физической системах единиц являются паскаль (Н/м^2), кгс/м^2 и

дн/см^2. Иногда в качестве меры давления принимают высоту столба жидкости, уравновешивающего данное давление.

Для измерения давления применяются различные приборы, тип и конструкция которых зависят от величины измеряемых давлений и той точности, которая должна быть обеспечена в результате измерений.

Пьезометры представляют собой вертикальную стеклянную трубку, нижний конец которой соединяется с той областью, где измеряется давление, а верхний сообщается с атмосферой (пьезометр П на схеме). Трубка заполнена жидкостью, давление в которой измеряется, и снабжена шкалой. Зная показание пьезометра, легко определить избыточное давление в точке его присоединения:

$$\mathbf{p_{избП} = \rho g h_{П}}\,, \qquad (5)$$

где ρ – плотность жидкости в резервуаре; $\mathbf{h_{П}}$ – показание пьезометра (высота столба жидкости в приборе).

Пьезометры применяются для небольших давлений (до 3-4 м вод. ст.) и обеспечивают достаточно высокую точность измерения, поэтому они чаще всего используются в лабораторных гидравлических исследованиях.

Принцип действия манометров и вакуумметров одинаков, поэтому и конструкция их сходна. В данной лабораторной установке используются жидкостные и пружинные манометры и вакуумметры. Жидкостные приборы измеряют давление по высоте уравновешивающего столба жидкости, заливаемой в прибор, пружинные – по деформации упругих элементов прибора (пружинные или мембранные).

Жидкостные манометры и вакуумметры являются простейшими и в то же время достаточно точными приборами для измерения давления и разрежения. Конструктивно такие приборы представляют собой U–образную стеклянную трубку, наполовину заполненную рабочей жидкостью (ртутью, водой и др.) и снабженную шкалой (манометры M_1 и M_2 на схеме). Под действием давления рабочая жидкость в одном колене опускается, в другом поднимается до уравновешивания измеряемого давления. Давление в точке присоединения жидкостного манометра M_1 определяется по формуле

$$\mathbf{p_{избМ1} = \rho_{*} g h_{1}}\,, \qquad (6)$$

где ρ_* – плотность рабочей жидкости; $\mathbf{h_1}$ – показание манометра M_1 (разность уровней рабочей жидкости в коленах манометра).

Если соединительная трубка заполнена капельной жидкостью (манометр M_2 на схеме), необходимо учесть поправку на расположение манометра относительно точки, в которой измеряется давление. Эта поправка **a** равна расстоянию по вертикали между точкой присоединения манометра и уровнем рабочей жидкости в правом колене. Избыточное давление в точке присоединения в этом случае вычисляется по формуле

$$\mathbf{p_{избМ2} = \rho_* g h_2 + \rho g a}\,, \qquad (7)$$

где $\mathbf{h_2}$ – показания манометра M_2.

Разность давлений в двух точках внутри жидкости измеряется с помощью дифференциальных манометров (дифманометров). В качестве дифманометра может быть использован рассмотренный выше U–образный жидкостный манометр. В этом случае правое и левое колена прибора подключаются к точкам, разность давлений в которых измеряется.

Жидкостные манометры, вакуумметры, дифманометры, наиболее часто применяющиеся в технике, имеют шкалу в пределах 100-1000 мм.

Пружинные манометры и вакуумметры получили наибольшее распространение в технике. Они обладают рядом преимуществ: шкала их удобна для наблюдения (так как градуируется в единицах давления), они достаточно просты в устройстве, надежны в работе, имеют небольшие размеры, широкие пределы измерений. Если давление в аппарате или трубопроводе может быть как выше, так и ниже атмосферного, то для его измерения применяют мановакуумметры. Пружинные манометры и вакуумметры выпускаются промышленностью для измерения давления до 5000 кгс/см^2 и вакуума до 760 мм рт. ст. (или 1 кгс/см^2).

В показания пружинных приборов также должны быть внесены поправки на их расположение, если соединительные трубки заполнены капельной жидкостью (манометр M_3 на схеме). Давление в точке присоединения манометра M_3 вычисляется по формуле

$$\mathbf{p_{избМ3} = p_{М3} + \rho g Z_М}\,, \qquad (8)$$

где $\mathbf{p_{M3}}$ – показание манометра M_3; Z_M – поправка на положение манометра M_3.

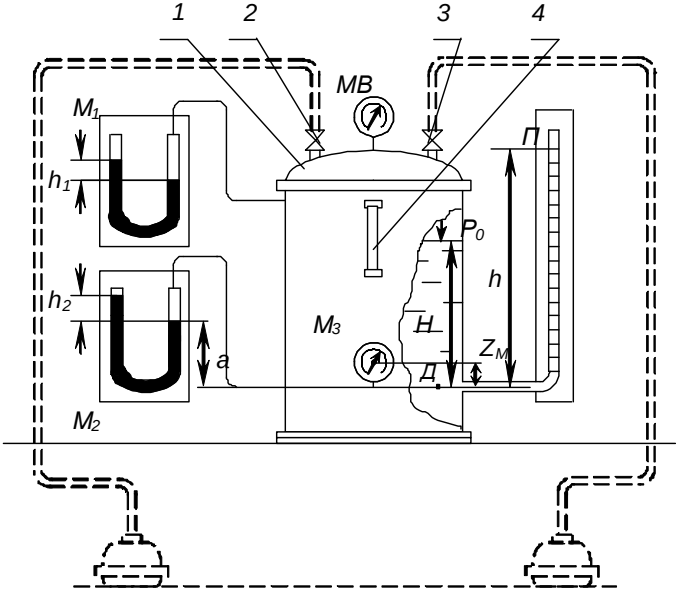


Рис. 1. Схема установки

1 – резервуар, 2,3 – вентили, 4 – уровнемер, M_1, M_2 – жидкостные манометры, МВ – мановакуумметр, M_3 – пружинный манометр, П - пьезометр

Цель работы: 1) ознакомление с методикой измерения давлений и вакуума приборами; 2) измерение двух-трех значений избыточного давления и вакуума на свободной поверхности и в точке Д, погруженной в жидкость на глубину Н; 3) перевод измеренных значений давления в единицы СИ; 4) определение расчетных значений избыточного давления в точке Д по основному уравнению гидростатики и сравнение их с измеренными значениями; 5) определение расчетных значений абсолютного давления в точке Д.

Описание установки

Установка для измерения давления (рис. 1) состоит из резервуара 1, в котором измеряется давление; жидкостных манометров M_1 и M_2, заполненных рабочей жидкостью – ртутью (ρ_*=13,6 г/см^3); мановакуумметра МВ, пьезометра П, пружинного манометра M_3 и барометра В. Резервуар частично заполнен глицерином (ρ=1,26 г/см^3) и снабжен уровнемерным стеклом 4. Давление и вакуум над свободной поверхностью жидкости создаются с помощью пылесосов, установленных в нижней части стенда. Пылесосы соединяются с резервуаром трубопроводами, на которых установлены вентили 2 и 3. Приборы для измерения давления присоединены к резервуару с помощью пластмассовых трубок.

Порядок проведения опытов

Сначала измеряют глубину погружения точки Д и величину атмосферного давления по барометру. Глубину погружения можно измерить по шкале пьезометра при выключенных пылесосах, имея в виду, что резервуар 1 и трубка пьезометра – сообщающиеся сосуды и начало шкалы пьезометра совпадает с точкой погружения точки Д. После этого вентили 2 и 3 закрывают. Включают пылесос, создающий избыточное давление над свободной поверхностью жидкости в резервуаре. Медленно открывают вентиль 3, регулируя его, создают какое-то постоянное значение избыточного давления. Измеряют избыточное давление над свободной поверхностью жидкости в резервуаре с помощью приборов M_1 и МВ, избыточное давление в точке Д (показания приборов M_2, M_3 и П) и поправку a на положение манометра M_2 относительно точки Д. Опыт повторяют, изменяя с помощью вентиля 3 давление в резервуаре. Выключают пылесос и закрывают вентиль 3.

Включают пылесос, создающий разрежение в резервуаре. Плавно открывают вентиль 2, создавая таким образом какое-то постоянное значение вакуума над свободной поверхностью жидкости, и производят отсчет по приборам давления. При постановке опытов необходимо следить, чтобы высота столба жидкости в пьезометре была не менее 100 мм. После проведения измерений пылесос выключают.

Обработка результатов экспериментов

Показания жидкостного манометра M_1 и пьезометра представляют собой высоту столба жидкости в приборе, уравновешивающего данное избыточное давление. Поэтому для определения соответствующих избыточных давлений необходимо использовать зависимости (5), (6). При расчете избыточного давления по показаниям жидкостного манометра M_2 необходимо учесть поправку **a** согласно формуле (7). Давление в точке присоединения пружинного манометра M_3 определяется по зависимости (8), где поправка Z_{M3} для данной установки составляет 120 мм.

Значения измеренных избыточных давлений (с использованием всех имеющихся на установке приборов) следует выразить в единицах давления, принятых в СИ, и занести в таблицу (графы 6,7). Расчетные значения избыточного давления в точке Д могут быть получены по основному уравнению гидростатики (2) $\mathbf{p'_{изб}}$ и $\mathbf{p''_{изб}}$, где в качестве $\mathbf{p_0}$ берутся избыточные давления на свободной поверхности, определенные ранее с помощью манометра M_1 ($\mathbf{p_{изб\ M1}}$) и мановакуумметра МВ ($\mathbf{p_{изб\ МВ}}$) соответственно.

Расчетные значения абсолютного давления в точке Д вычисляют по уравнению (3):

$$\mathbf{p_{абс} = p_{атм} + p_{изб}},$$

где в качестве избыточных давлений следует использовать значения из таблицы (графа 8).

Измеренные и рассчитанные величины	Обозначения величин	Обозначения приборов	Единица измерения	Номера опытов				
				1	2	3	4	5
1. Глубина погружения точки Д	H	П	мм					
2. Показания барометра	$p_{АТМ}$	В	мм рт. ст.					
3. Показания приборов, измеряющих давление над свободной поверхностью	$p_{МВ}$ h_1	МВ $М_1$	кгс/см^2 мм рт. ст.					
4. Показания приборов, измеряющих давление в точке Д	h_2 $h_П$ $p_{М3}$	$М_2$ П $М_3$	мм рт. ст. мм гл. ст. кгс/см^2					
5. Поправки на положение приборов	a $Z_М$	$М_2$ $М_3$	мм мм					
6. Избыточное давление на свободной поверхности жидкости. (по экспериментальным данным)	$p_{избМВ}$ $p_{избМ1}$	МВ $М_1$	Па Па					
7. Избыточное давление в точке Д. (по экспериментальным данным)	$p_{избМ2}$ $p_{избП}$ $p_{избМ3}$	$М_2$ П $М_3$	Па Па Па					
8. Расчетное избыточное давление в точке Д	$p'_{изб}$ $p''_{изб}$		Па Па					
9. Расчетное абсолютное давление в точке Д	$p'_{абс}$ $p''_{абс}$		Па Па					

Контрольные вопросы

1. Что называется давлением?
2. Как записывается основное уравнение гидростатики?
3. Как определяется величина абсолютного, избыточного давлений и вакуума?
4. Какова размерность давления в различных системах единиц?
5. Какие существуют приборы для измерения давления и вакуума?
6. Каковы преимущества и недостатки различных типов приборов для измерения давления и вакуума?
7. Как измеряются и рассчитываются в данной работе давление и вакуум на свободной поверхности жидкости и в точке Д внутри жидкости?
8. Каковы соотношения между различными единицами измерения давления?

РАБОТА 4

ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНАЯ ДЕМОНСТРАЦИЯ УРАВНЕНИЯ БЕРНУЛЛИ

Проф. Н.Х.Зиннатуллин, доц. С.Г.Николаева

При установившемся движении невязкой, несжимаемой (идеальной) жидкости полная механическая удельная (т.е. отнесенная к единице количества жидкости) энергия потока остается постоянной величиной вдоль линии тока.

Для элементарной струйки невязкой жидкости уравнение Бернулли обычно записывают в виде энергий, отнесенных к единице веса жидкости:

$$\frac{\mathbf{w}^2}{\mathbf{2g}} + \frac{\mathbf{p}}{\boldsymbol{\rho}\mathbf{g}} + \mathbf{z} = \mathbf{const}\,, \qquad (1)$$

где **w** – скорость в рассматриваемом сечении элементарной струйки, м/с; **p** – давление в том же сечении, Па ; **z** – геометрическая высота

расположения этого сечения относительно произвольно выбранной горизонтальной плоскости сравнения О – О, м; **ρ** – плотность жидкости, кг/м^3; **g** – ускорение силы тяжести, м/с^2.

Если от элементарной струйки перейти к потоку в целом, то для его двух любых сечений i и j это уравнение может быть записано в развернутой форме:

$$\frac{w_i^2}{2g} + \frac{p_i}{\rho g} + z_i = \frac{w_j^2}{2g} + \frac{p_j}{\rho g} + z_j, \qquad (2)$$

где индексы i и j – номера сечений; w_i и w_j – скорости в соответствующих сечениях, а давления p_i, p_j и высоты z_i, z_j относятся к центрам сечений.

В гидравлике *энергия, отнесенная к единице веса жидкости, называется напором* и измеряется высотой столба жидкости. В уравнении Бернулли (1) $w^2/2g = h_{ск}$ – скоростной напор; $p/\rho g = h_{пз}$ – пьезометрический напор; **z** – геометрический напор. Сумма геометрического и пьезометрического напоров называется статическим напором. Следовательно, уравнение Бернулли можно сформулировать следующим образом: *сумма геометрического, пьезометрического и скоростного напоров (полный гидродинамический напор) в любом сечении потока невязкой жидкости есть величина постоянная*. Из уравнения Бернулли следует, что увеличение какой-либо составляющей полного гидродинамического напора (например, скоростного напора) приводит к уменьшению другой составляющей (например, пьезометрического напора), и наоборот.

Таким образом, уравнение Бернулли является математическим выражением закона сохранения и превращения механической энергии применительно к движущейся идеальной жидкости.

Реальные жидкости являются вязкими. При движении вязкой жидкости вдоль твердой стенки трубы происходит торможение потока вследствие влияния сил трения между отдельными слоями, а также из-за действия сил молекулярного сцепления между жидкостью и стенкой. Поэтому наибольшего значения скорость достигает в центральной части потока, а по мере приближения к стенке она уменьшается до нуля. В турбулентном режиме движение вязкой жидкости сопровождается вращением частиц, вихреобразованием и перемешиванием. Все это требует затрат энергии, поэтому удельная механическая энер-

гия движущейся вязкой жидкости не остается постоянной, как в случае идеальной жидкости, а постепенно расходуется на преодоление сопротивлений и, следовательно, уменьшается вдоль потока от сечения к сечению, превращаясь в тепловую энергию. Поэтому в уравнение (2) необходимо ввести потерю удельной механической энергии на преодоление гидравлических сопротивлений – потерянный напор Δh_{i-j} на участке между сечениями i и j. Таким образом, потерянный напор Δh_{i-j} – это та удельная (отнесенная к единице веса) механическая энергия, которая перешла в теплоту при движении жидкости между сечениями i и j. Уравнение Бернулли для потока вязкой жидкости выглядит следующим образом:

$$\frac{\alpha_1 \bar{w}_i^2}{2g} + \frac{p_i}{\rho g} + z_i = \frac{\alpha_2 \bar{w}_j^2}{2g} + \frac{p_j}{\rho g} + z_j + \Delta h_{i-j}, \qquad (3),$$

где $\bar{w}_i^2$ и $\bar{w}_i^2$ - средние скорости потока в соответствующих сечениях.

Неравномерность распределения скорости по сечению потока приводит к тому, что среднее значение удельной механической энергии больше, чем $\frac{\bar{w}^2}{2g}$. Поэтому вводят поправочный коэффициент $\alpha > 1$, называемый коэффициентом Кориолиса. Для ламинарного потока $\alpha = 2$. Для турбулентного потока, с которым преимущественно имеет дело техника, значение коэффициента α незначительно отличается от единицы: $1{,}05 < \alpha < 1{,}15$. Поэтому часто принимают $\alpha = 1$ и в уравнении (3) его опускают.

Уравнение Бернулли является основным при выводе многих расчетных формул гидравлики.

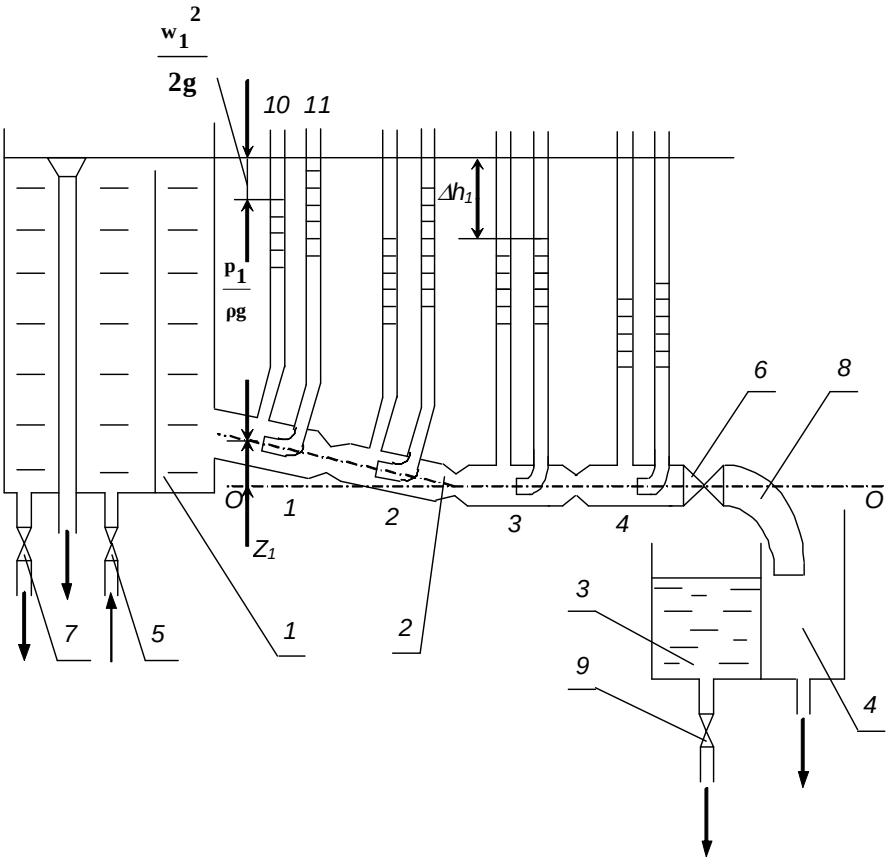


Рис.1. Схема установки

1 – напорный бак, 2 – трубопровод переменного сечения, 3 – мерный бак, 4 – сливной отсек мерного бака, 5, 7, 9 – вентиль, 6 – кран, 8 – патрубок, 10 – пьезометрическая трубка, 11 – трубка Пито

Пьезометрический напор в каком-либо сечении потока определяется с помощью вертикальной пьезометрической трубки. Нижний конец этой трубки, перпендикулярный к стенке трубопровода, соединен через отверстие в стенке с потоком жидкости, а верхний, открытый – с атмосферой. Под влиянием давления жидкость в пьезометрической трубке поднимается на определенную высоту. Эта высо-

та, отсчитанная от оси потока, является пьезометрическим напором в данном сечении потока.

Скоростной напор в потоке определяется с помощью трубки Пито и пьезометрической трубки. У трубки Пито изогнутый конец направлен против движения потока. Перед отверстием трубки скорость набегающей струйки потока уменьшается до нуля и образуется застойная зона, в которой давление, согласно уравнению Бернулли, возрастает. Под действием этого давления жидкость в трубке Пито поднимается на высоту $\mathbf{h_{пт}}$, равную сумме пьезометрического и скоростного напоров: $\mathbf{h_{пт} = h_{пз} + h_{ск}}$. Трубка Пито и пьезометрическая трубка должны быть установлены так, чтобы центры сечений на входе в эти трубки лежали в исследуемом сечении трубопровода. По разности уровней в них определяют скоростной напор и соответственно местную скорость в точке потока, совпадающей с центром сечения входа в трубку Пито:

$$\mathbf{h_{ск} = \frac{w^2}{2g} = h_{пт} - h_{пз}} . \qquad (4)$$

Цель работы: 1) уяснение физического смысла уравнения Бернулли; 2) определение потерь напора в трубопроводе переменного сечения; 3) ознакомление со способами измерения средней и локальной скоростей движения жидкости.

Приборы и оборудование: установка с трубопроводом переменного сечения, пьезометрические трубки, трубки Пито, секундомер.

Описание установки

Установка для демонстрации уравнения Бернулли (рис. 1) состоит из напорного бака 1, наклонного трубопровода переменного сечения 2 и мерного бака 3 со сливным отсеком 4. Стальной трубопровод переменного сечения, по которому протекает исследуемый поток жидкости, состоит из четырех прямых участков постоянного сечения, между которыми имеются сужения. Диаметры участков d_1, d_2, d_3, d_4 указаны на стенде. В некотором сечении каждого участка трубопровода установлены пьезометрическая трубка 10 и трубка Пито 11, центр изогнутого конца которой находится на оси трубы переменного сечения.

Для отсчета уровня воды в трубках имеются шкалы с началом отсчета от центров сечений.

Вода из трубопровода переменного сечения поступает в мерный бак 3 емкостью 28 литров ($28 \cdot 10^{-3}$ м^3). Вода в напорный бак подводится из водопроводной сети лаборатории. Ее количество регулируется вентилем 5. Расход воды в трубопроводе переменного сечения изменяется краном 6. Через вентиль 9 производится слив воды из мерного бака. Благодаря сливной воронке уровень воды в напорном баке поддерживается постоянным.

Порядок проведения опытов

Опыт начинается с открытия вентиля 5 и наполнения водой напорного бака до уровня сливной воронки. Затем открывается кран 6 и в трубе переменного сечения 2 устанавливается постоянный во времени расход воды, что характеризуется неизменным уровнем воды в измерительных трубках. При этом вентиль 5 должен быть открыт так, чтобы обеспечивался небольшой, но непрерывный слив воды через сливную воронку напорного бака.

После достижения установившегося движения отсчитываются уровни воды в трубках Пито и пьезометрических трубках во всех четырех сечениях. Фиксируются также значения геометрических напоров во всех сечениях, которые определяются как расстояния от центров сечений до плоскости сравнения, проходящей через ось горизонтальных участков **3** и **4**. Необходимо убедиться в отсутствии воды в мерном баке, закрыть вентиль 9 и направить поворотную трубу в мерный бак 3. Одновременно с этим включается секундомер, который останавливается в момент полного заполнения бака (до уровня переливной стенки).

По окончании опыта последовательно закрывают вентиль 5, кран 6 и открывают сливной вентиль 9.

Величина потерь напора на участках между сечениями трубы i и j определяется исходя из уравнения (3) по разности полных напоров в начальном и конечном сечениях рассматриваемых участков, т. е.

$$\Delta h_{i-j} = \left(\frac{\bar{w}_i^2}{2g} + \frac{p_i}{\rho g} + z_i \right) - \left(\frac{\bar{w}_j^2}{2g} + \frac{p_j}{\rho g} + z_j \right), \qquad (5)$$

$$\Delta h_{i-j} = (h_{пті} + z_i) - (h_{пті} + z_j).$$

Скоростной напор в рассматриваемых сечениях определяется по разности показаний трубки Пито и пьезометрической трубки из соотношения (4). По величине скоростного напора для каждого сечения вычисляется местная (локальная) скорость движения жидкости на оси потока:

$$w_{imax} = \sqrt{2gh_{скi}}.$$

Величина средней скорости в сечениях определяется из уравнения расхода:

$$\dot{V} = \bar{w}_i S_i,$$

где расход $\dot{V} = \frac{V}{t}$; $S_i = \frac{\pi \cdot d_i^2}{4}$, V – объем воды, равный емкости мерного бака; t – время заполнения мерного бака.

По результатам расчетов строится диаграмма Бернулли, которая в графической форме дает возможность наглядно изобразить напоры в любом сечении трубы и потери напора на участках (рис. 2).

Осью абсцисс в диаграмме является плоскость сравнения, на ней откладываются в некотором масштабе расстояния между сечениями (l_1, l_2 и l_3 указаны на стенде), на оси ординат – величины напоров в рассматриваемых сечениях. Через концы отрезков, изображающих соответствующие напоры, проводят линии полного, статического и геометрического напоров.

Линия полного напора идеальной жидкости проводится параллельно оси абсцисс на расстоянии ($h_{пз1}+z_1$) от плоскости сравнения. За счет потерь на трение линия полного напора вязкой жидкости на каждом прямом участке трубы должна иметь некоторый уклон в сторону течения жидкости. Однако на данной экспериментальной установке эти потери очень малы. Поэтому на каждом участке через точки полных напоров в данных сечениях проводятся условно с небольшим наклоном линии полного напора до границ сужений a, b, c. Затем точки пересечения линий полных напоров с границами сужений соединяют отрезками прямых. В сужениях между отдельными участками проис-

ходит деформация потока, что приводит к вихреобразованию и к более резкому падению полного напора, чем на прямых участках трубопровода.

Линия статического напора на прямых участках проводится параллельно соответствующим линиям полного напора, поскольку на прямых участках скорость потока (и скоростные напоры) не изменяется. Как это следует из уравнения Бернулли, в сужениях происходит сначала резкое уменьшение, а затем возрастание статического напора. Так как в местах сужений не осуществляются измерения напоров, линия статического напора в сечениях a, b, c проводится произвольно (см. рис. 2).

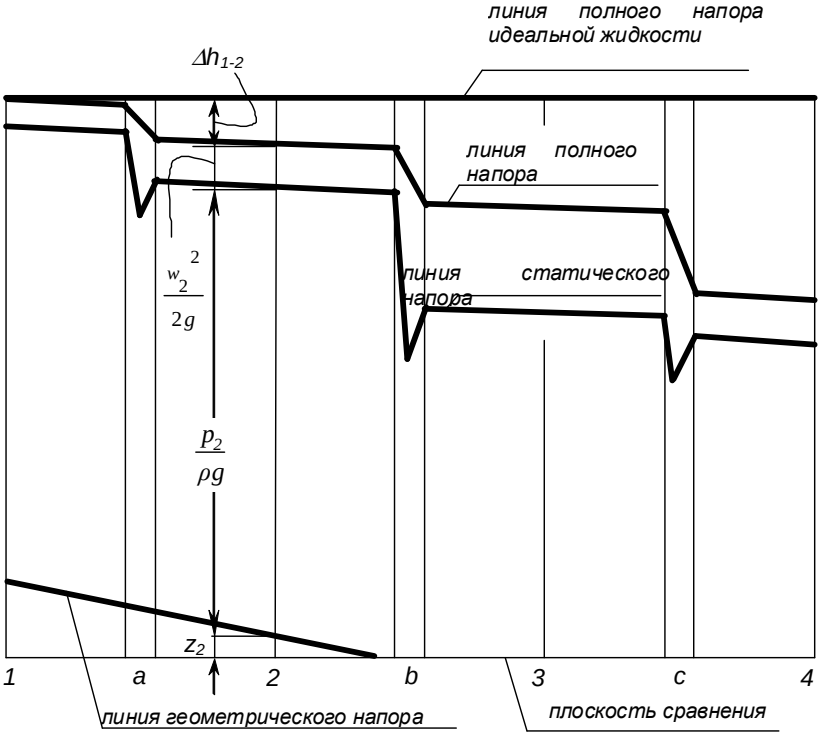


Рис. 2. Диаграмма Бернулли

Линия геометрического напора проводится через центры рассматриваемых сечений трубопровода.

Результаты измерений и расчетов заносятся в таблицу:
В нашем случае **t** = с. **V**=28 $\cdot 10^{-3}$ м^3

№ сечения	**Z**, см	$\mathbf{h_{пз}}$, см	$\mathbf{h_{пт}}$, см	$\dot{\mathbf{V}} \times 10^6$, м^3/с	$\mathbf{\Delta h_{1\text{-}j}}$, м	$\mathbf{h_{СК}}$, м	$\mathbf{w_{imax}}$, м/с	$\bar{\mathbf{w}}_{\mathbf{i}}$, м/с
1								
2								
3								
4								

Контрольные вопросы

1. Что называется напором?
2. В чем заключается смысл уравнения Бернулли?
3. Как определяют полный и статический напоры?
4. Что представляет собой потерянный напор?
5. Как определяется потерянный напор на каком-либо участке трубы? В каком случае потерянный напор можно было бы определить по показаниям пьезометрических трубок?
6. Как измеряется скоростной напор? Какой скорости соответствует полученный таким способом скоростной напор?
7. Как определяются средняя и местная скорости течения жидкости?
8. Что представляет собой диаграмма Бернулли?
9. Как строится линия полного напора?
10. Как строится линия статического напора?
11. Как по диаграмме Бернулли определить потерянный напор?
12. Приведите примеры и дайте объяснение использованию уравнения Бернулли в технике.

РАБОТА 5

ИЗМЕРЕНИЕ РАСХОДА ВОДЫ С ПОМОЩЬЮ ДИАФРАГМЫ

Доц. И.М.Нафиков

Среди разнообразных методов измерения расхода жидкости и газа важное место занимает измерение с помощью *дроссельных* расходомеров. Во всех этих приборах осуществляется искусственное местное сужение (дросселирование) потока, что приводит к росту скорости и уменьшению давления. По измеренному перепаду давления можно с достаточной для практических целей точностью вычислить, как это показано ниже на примере диафрагмы, величину расхода. Параметры дроссельного расходомера должны подбираться таким образом, чтобы его гидравлическое сопротивление существенно не зависело от числа Рейнольдса в широком диапазоне изменения последнего.

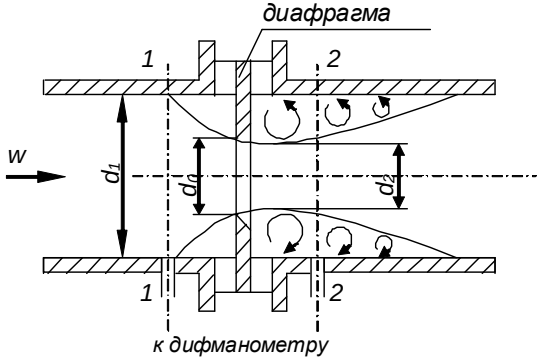


Рис. 1. Схема узла для измерения расхода с помощью диафрагмы

Диафрагма представляет собой сужающее устройство, основной частью которого является диск с центральным отверстием, диаметр которого меньше диаметра трубопровода (рис. 1).

Диск непосредственно или через кольцевые камеры зажимается между фланцами трубопровода. Образующаяся разность давлений до диафрагмы и за ней измеряется дифманометром (перепадомером). Измерение расхода жидкости с помощью дроссельных расходомеров (диафрагмы) основано на применении уравнения Бернулли и сводится к определению средней скорости потока в каком-либо сечении потока. Запишем уравнение неразрывности для широкого и узкого сечений потока:

$$\bar{w}_1 S_1 = \bar{w}_2 S_2 \qquad (1)$$

и уравнение Бернулли для горизонтального потока ($z_1 = z_2$):

$$\frac{p_1}{\rho g} + \frac{\bar{w}_1^2}{2g} = \frac{p_2}{\rho g} + \frac{\bar{w}_2^2}{2g} + \Delta h \ , \qquad (2)$$

где $\bar{w}_1$ и S_1 – средняя скорость и площадь полного поперечного сечения потока до диафрагмы; $\bar{w}_2$ и S_2 - средняя скорость и площадь наименьшего поперечного сечения струи после диафрагмы; Δh – потерянный напор между сечениями 1 и 2.

Решая уравнения (1) и (2) относительно скорости в сечении 2-2, обозначив разность пьезометрических напоров $\frac{p_1}{\rho g} - \frac{p_2}{\rho g} = \Delta h_д$ и используя уравнение расхода, получим

$$\dot{V} = S_2 \sqrt{\frac{2g(\Delta h_д - \Delta h)}{1 - \left(\frac{S_2}{S_1}\right)^2}} \ . \qquad (3)$$

Входящая в формулу (3) величина $\Delta h_д$ может быть найдена по показаниям дифманометра. Если величиной потерь напора пренебречь (т.е. принять Δh =0) и считать, что живое сечение потока S_2 приблизительно равно площади отверстия диафрагмы S_0 , то выражение (3) дает возможность определить расход жидкости исходя из показания дифманометра:

$$\dot{V}_T = S_0 \sqrt{\frac{2g \cdot \Delta h_д}{1 - \left(\frac{S_0}{S_1}\right)^2}} \ . \qquad (4)$$

Однако пренебрежение величиной Δh и сжатием струи после диафрагмы ведет к завышению расхода, т. е. $\dot{V}_T > \dot{V}$. Это завышение обычно исправляется введением поправочного коэффициента, называемого коэффициентом расхода $\mu_р$, который находится опытным путем и может приниматься в пределах $\mu_р$ = 0,60÷0,64.

С учетом этого получаем выражение

$$\dot{V} = \mu_р \dot{V}_т = \mu_р S_0 \sqrt{\frac{2g\Delta h_д}{1 - \left(\frac{S_0}{S_1}\right)^2}}, \qquad (5)$$

которое позволяет определить действительный расход жидкости, измеренный с помощью диафрагмы.

Все постоянные для диафрагмы величины удобно сгруппировать в одну постоянную **C**, тогда вместо выражения (5) будем иметь

$$\dot{V} = C\sqrt{\Delta h_д}, \qquad (6)$$

где

$$C = \mu_р S_0 \sqrt{\frac{2g}{1 - \left(\frac{S_0}{S_1}\right)^2}}. \qquad (7)$$

Значение постоянной исследуемой диафрагмы, имеющей размеры d_1=54 м, d_0=32,8 мм, студенты должны вычислить самостоятельно.

Цель работы: 1) ознакомление с устройством и принципом измерения расхода с помощью диафрагмы; 2) измерение 5-6 значений расхода при различных положениях регулирующей задвижки; 3) сравнение полученных значений расхода с контрольными, измеренными по показаниям объемного крыльчатого водомера и секундомера; 4) построение тарировочного графика по опытным данным.

Приборы и оборудование: эспериментальная установка, диафрагма, дифференциальный манометр, водомер, секундомер.

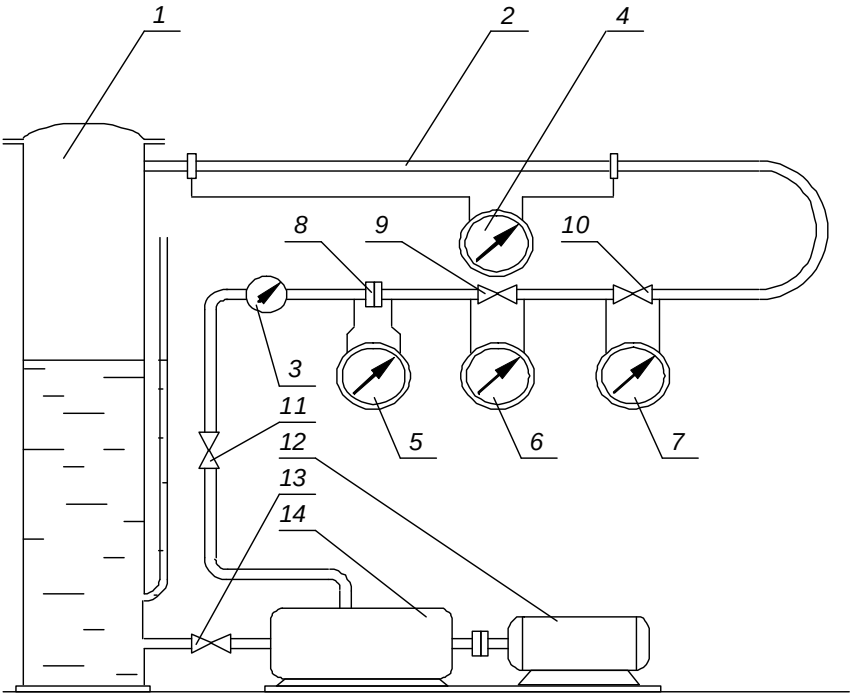


Рис. 2. Схема установки.

1 – бак, 2 – труба, 3 – водомер, 4,5,6,7 – дифференциальные манометры, 8 – диафрагма, 9 – вентиль, 10 – задвижка, 11 – задвижка, 12 – электродвигатель, 13 – задвижка, 14 – центробежный насос

Описание установки

Установка для измерения расхода воды с помощью диафрагмы (рис. 2) состоит из центробежного насоса 14, бака 1, трубопроводов, регулировочных задвижек 13, 11, водомера 3, диафрагмы 8 с дифманометром 5.

Порядок проведения опытов

Открывается задвижка 13 и закрывается задвижка 11. При условии наличия воды в баке 1 пускается насос. Полностью открывается

задвижка 11. Снимается первое показание дифманометра. Одновременно измеряется время прохождения 300-400л воды через водомер 3. Следующие измерения проводятся при меньших расходах в той же последовательности. Об изменении расхода можно судить по показаниям дифманометра. Регулируется расход задвижкой 11.

Обработка результатов опытов

Значения расхода воды определяют по формуле (6) с учетом выражения (7). Значение коэффициента расхода принимается $\mu_р$=0,61. Контрольное значение объемного расхода определяется из соотношения $\dot{V}_К = \frac{V}{t}$, где **V** – объем воды, протекающей через водомер за время **t**.

Перевод показания дифманометра в перепад напора производится по формуле

$$\Delta h_д = \frac{\Delta p_д}{\rho g}, \qquad (8)$$

где ρ - плотность воды.

Результаты измерений и расчетов заносятся в таблицу:

№ п/п	$\Delta p_д$, кгс/см^2	$\Delta h_д \times 10^2$, м	$V \times 10^3$, м^3	t, с	$\dot{V}_К \times 10^6$, м^3/с	$\dot{V} \times 10^6$, м^3/с

По найденным значениям контрольного расхода $\dot{V}_К$ и соответствующим значениям показаний дифманометра строится тарировочный график в координатах $\Delta p_д, \dot{V}_К$ (рис. 3).

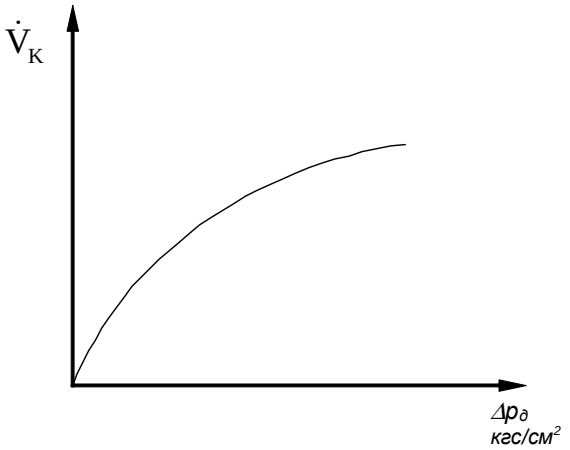


Рис. 3. Тарировочный график

Контрольные вопросы

1. Что представляет собой диафрагма?
2. Каков принцип измерения расхода жидкости (газа) диафрагмой?
3. Какие уравнения гидравлики использованы при выводе формулы для определения расхода с помощью дроссельных расходомеров?
4. Что выражает и что учитывает коэффициент расхода $\mu_р$?
5. Как изменяется показание дифманометра при уменьшении диаметра отверстия диафрагмы?
6. Как изменяется в опытах расход воды?
7. Какие методы измерения расхода вы знаете?
8. Как измеряется значение контрольного расхода?
9. Как с помощью тарировочного графика определить расход жидкости?
10. Можно ли использовать диафрагму для измерения расхода газа?

РАБОТА 6

ОПРЕДЕЛЕНИЕ ПОТЕРЬ НАПОРА В ПРЯМОЙ ТРУБЕ КРУГЛОГО СЕЧЕНИЯ

Проф. Н.Х. Зиннатуллин

Гидравлические потери напора по длине (путевые потери) при течении жидкости в прямой трубе обусловлены трением слоев жидкости друг о друга и о стенки канала и определяются по формуле Дарси-Вейсбаха:

$$\Delta h_l = \lambda_Г \frac{\ell}{d} \frac{\bar{w}^2}{2g}, \qquad (1)$$

где Δh_l – величина потерянного напора на прямом участке трубопровода длиной ℓ, м; d – внутренний диаметр трубы, м; $\bar{w}$ – средняя скорость потока, м/с; $\lambda_Г$ – коэффициент гидравлического трения.

Как показывают опыты, коэффициент гидравлического трения зависит от численного значения критерия Рейнольдса и относительной шероховатости стенки трубы, т.е.: $\lambda_Г = f(Re, \varepsilon_ш)$. Здесь $\varepsilon_ш = \Delta/d$, где Δ – абсолютная шероховатость, т.е. средняя высота неровностей на стенке трубы. Значение коэффициента $\lambda_Г$ определяется обычно по эмпирическим формулам, полученным для различных областей сопротивления по кривой Никурадзе.

1. Для ламинарного режима течения, т. е. при $Re < 2320$, коэффициент $\lambda_Г$ для всех труб независимо от их шероховатости определяется из точного решения задачи о ламинарном течении жидкости в прямой круглой трубе по формуле Пуазейля:

$$\lambda_Г = \frac{64}{Re}. \qquad (2)$$

2. В узкой области $2320 < Re < 3000$ наблюдается скачкообразный рост коэффициента трения. Эта область перехода от ламинарного режима к турбулентному характеризуется неустойчивым характером течения. Здесь наиболее вероятен турбулентный режим и правильнее всего пользоваться формулами для области 3. Можно также применять эмпирическую формулу:

$$\lambda_Г = 0.029 + 0.775\ (\mathrm{Re} - 2320)\ 10^{-5}. \qquad (3)$$

3. В области гидравлически гладких труб при $\mathbf{3000 < Re < 15\frac{d}{\Delta}}$ толщина ламинарного слоя у стенки $\boldsymbol{\delta}$ больше абсолютной шероховатости стенок $\boldsymbol{\Delta}$. Влияние выступов шероховатости, омываемых безотрывным потоком, практически не сказывается, и коэффициент сопротивления вычисляется на основании обобщения опытных данных по эмпирическим соотношениям, например, по формуле Блаузиуса:

$$\boldsymbol{\lambda_Г = \frac{0,3264}{Re^{0,25}}}. \qquad (4)$$

4. В диапазоне чисел Рейнольдса $\mathbf{15\frac{d}{\Delta} < Re < 300\frac{d}{\Delta}}$ наблюдается переходная область от гидравлически гладких труб к шероховатым. В этой области (частично шероховатых труб), когда $\boldsymbol{\delta < \Delta}$, т.е выступы шероховатости с высотой, меньшей средней величины Δ, продолжают оставаться в пределах ламинарного слоя, а выступы с высотой, большей средней, оказываются в турбулентной области потока, проявляется тормозящее действие шероховатости. Коэффициент $\boldsymbol{\lambda_Г}$ в этом случае подсчитывается также из эмпирических соотношений, например по формуле Альтшуля:

$$\boldsymbol{\lambda_Г = 0,11\left(\frac{\Delta}{d} + \frac{68}{Re}\right)^{0,25}}. \qquad (5)$$

5. При $\mathbf{Re > 300\frac{d}{\Delta}}$ толщина ламинарного слоя у стенки $\boldsymbol{\delta}$ достигает своего минимального значения, т. е. $\boldsymbol{\delta = \delta_{min} << \Delta}$ и не меняется с дальнейшим ростом числа **Re**. Поэтому $\boldsymbol{\lambda_Г}$ не зависит от числа **Re**, а зависит лишь от $\boldsymbol{\varepsilon_ш}$. В этой области (шероховатых труб или области квадратичного сопротивления) для нахождения коэффициента $\boldsymbol{\lambda_Г}$ может быть рекомендована, например, формула Шифринсона:

$$\boldsymbol{\lambda_Г = 0,11\left(\frac{\Delta}{d}\right)^{0,25}}. \qquad (6)$$

Цель работы: 1) определение потерь напора $\boldsymbol{\Delta h^0_1}$ непосредственно из опыта при различных скоростях движения воды; 2) опреде-

ление потерь напора по длине Δh_l расчетным путем; 3) сравнение полученных опытных значений с вычисленными.

Приборы и оборудование: прямая водопроводная труба (внутренний диаметр **d**=54мм, длина ℓ =4м) с абсолютной шероховатостью стенок Δ (Δ=0,25мм), смонтированная на специальной установке; дифференциальный манометр, водомер; секундомер, ртутный термометр.

Описание установки

Установка состоит из центробежного насоса 14, бака 1 (см. рис.2 в работе 5), трубопровода, включающего прямую горизонтальную круглую стальную трубу 2, регулировочных задвижек 11 и 13. Потери напора в трубе измеряются дифференциальным манометром 4, присоединенным к начальному и конечному сечениям исследуемого участка трубы с помощью пьезометрических колец и импульсных трубок. Расход протекающей через трубопровод воды регулируется задвижкой 11 и определяется с помощью водомера 3 и секундомера.

Порядок проведения опытов

Открывается задвижка 13 и закрывается задвижка 11. При условии наличия воды в баке 1 пускается насос. Полностью открывается задвижка 11. Измеряется разность давлений по дифманометру 4 , время прохождения определенного объема воды, указанного преподавателем и измеренного водомером 3. С помощью ртутного термометра измеряется температура воды.

Следующие опыты проводятся при меньших расходах в той же последовательности. Об изменениях расхода можно судить по показаниям дифманометра. Разница показаний дифманометра от опыта к опыту должна быть достаточно заметной. Всего проводится 4-5 опытов.

Обработка результатов опытов

Полученные опытные значения потери давления по длине Δp_l переводятся в напор Δh^0_l:

$$\Delta h^0_l = \frac{\Delta p_l}{\rho g},$$

где ρ– плотность воды.

Объемный расход воды находится по формуле $\dot{V} = \frac{V}{t}$, где V – объем воды, протекающей за время t.

Средняя скорость движения воды определяется из уравнения расхода:

$$\bar{w} = \frac{\dot{V}}{S},$$

где $S = \frac{\pi d^2}{4}$ – живое сечение потока.

Численное значение критерия **Re** находится по формуле $Re = \frac{\bar{w} \cdot d}{\nu}$. Значения кинематического коэффициента вязкости воды при различных температурах приведены в приложении.

По найденным значениям критерия **Re** и шероховатости Δ выбирается область сопротивления и по соответствующим формулам (2)-(6) определяется коэффициент гидравлического трения $\lambda_Г$.

Расчетное значение потерь напора по длине Δh_l находится по формуле Дарси-Вейсбаха (1).

Полученные расчетные значения путевых потерь Δh_l сравниваются с опытными величинами Δh^0_l.

Результаты измерений и расчетов сводятся в таблицу:

№ п/п	Δp_l, Па	Δh^0_l, м	V, дм^3	t, с	$\dot{V} \times 10^3$, м^3/с	$\bar{w}$, м/с	Re	$\lambda_Г$	Δh_l, м

Контрольные вопросы

1. Что представляет собой потерянный напор?
2. Как определяется потерянный напор в прямой трубе расчетным и опытным путем?
3. От чего зависит коэффициент гидравлического трения $\lambda_Г$?
4. Каков порядок расчета коэффициента $\lambda_Г$?
5. Почему в этой работе потерянный напор определяется как разность пьезометрических напоров на концах трубопровода и не учитываются изменения скоростного и геометрического напоров?
6. Какие области гидравлического сопротивления вы знаете?
7. Каков смысл понятия "гидравлически гладкие трубы"?
8. Как определяется средняя скорость потока в трубе?

РАБОТА 7

ОПРЕДЕЛЕНИЕ ПОТЕРЬ НАПОРА В ЗАПОРНЫХ УСТРОЙСТВАХ

Доц. Ю.И. Разинов, доц. И.М. Нафиков

При движении вязкой жидкости по трубопроводам наряду с путевыми потерями напора наблюдаются также и потери, связанные с изменением скорости потока по величине или направлению. Такие потери называются *местными*. Примерами местных сопротивлений могут служить сужения, расширения, повороты трубопроводов, отводы, а также запорные устройства. Причиной возникновения потерь напора в местных сопротивлениях являются деформация потока и вихреобразование. Запорные устройства служат для полного

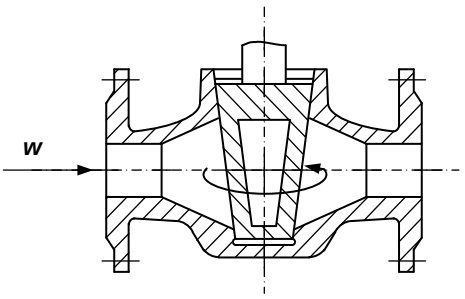


Рис. 1. Пробковый кран

перекрывания трубопроводов, а в некоторых случаях и для регулирования расхода протекающей жидкости.

Наиболее распространенными являются краны (рис.1), вентили (рис.2) и задвижки (рис.3). Перекрытие потока осуществляется при поступательном перемещении подвижной части затвора перпендикулярно (в задвижках) или параллельно (в вентилях) направлению потока жидкости. Закрытие крана происходит при вращении подвижной части затвора (пробки) относительно оси, перпендикулярной направлению потока. Существенным преимуществом кранов и задвижек является их прямоточность и, как следствие этого, низкое гидравлическое сопротивление и возможность использования при движении жидкости в обоих направлениях. Краны более компактны, так как их пробки в отличие от подвижных деталей вентилей и задвижек вращаются на одном месте, не передвигаясь поступательно. Однако при их

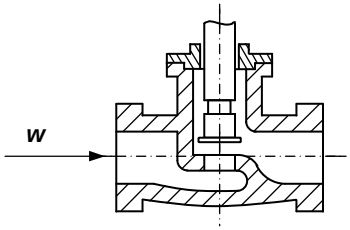


Рис. 2. Вентиль

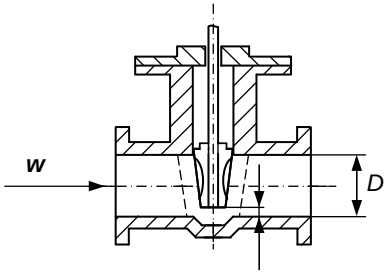


Рис.3. Задвижка

открывании возникает значительное трение уплотнительных поверхностей затвора и корпуса, вызывающее их ускоренный износ. В вентилях износоустойчивость уплотнительных поверхностей выше, поэтому в процессе эксплуатации они обеспечивают лучшую герметичность. Вентили используются в промышленности на трубопроводах малого диаметра, поскольку их затворы (клапаны) воспринимают и полностью передают на шпиндель усилие, создаваемое давлением жидкости. При больших размерах клапанов усилие возрастает настолько, что вентиль становится трудноуправляемым. Кроме того, даже в полностью открытых вентилях поток сильно деформируется, что при больших расходах вызывает значительные потери энергии.

Течение жидкости через местное сопротивление представляет собой типичную гидродинамическую задачу, которая характеризуется в общем случае критерием Рейнольдса:

$$\mathbf{Re} = \bar{w}\,\ell/\nu\,, \qquad (1)$$

где $\bar{w}$ – средняя скорость потока, м/с, ℓ – некоторый характерный для данного потока линейный размер, м, ν - коэффициент кинематической вязкости, $м^2/с$;

критерием Эйлера:

$$\mathbf{Eu} = \Delta p/\rho\,\bar{w}^2\,, \qquad (2)$$

где Δp – перепад давления на рассматриваемом участке канала, Па, ρ - плотность жидкости, $кг/м^3$;

критерием Фруда:

$$\mathbf{Fr} = \bar{w}\,2/g\,\ell\,, \qquad (3)$$

где g – ускорение свободного падения, $м/с^2$, а также геометрическими симплексами Γ_i (где i = 1, 2, 3, …), представляющими собой отношения некоторых характерных для данного местного сопротивления линейных размеров.

Поскольку определяемым критерием является критерий **Eu**, а определяющими – все прочие параметры, то существует связь

$$\mathbf{Eu = f(Re,Fr,\Gamma i)}. \qquad (4)$$

Однако в большинстве практически значимых задач сила тяжести (входящая в критерий **Fr**) не влияет на процесс. Кроме того, течение происходит, как правило, в области развитой турбулентности, автомодельной по критерию Рейнольдса. Высказанные соображения упрощают функциональную связь (4) до вида

$$\mathbf{Eu = f(\Gamma i)}. \qquad (5)$$

Если теперь ввести обозначение $2f(\Gamma_i) = \zeta$ и вспомнить, что входящее в (2) потерянное давление можно выразить через потерянный напор:

$$\Delta p = \rho g \Delta h\,, \qquad (6)$$

получим формулу Вейсбаха, по которой определяются потери напора в местных сопротивлениях:

$$\Delta h_м = \zeta \frac{\bar{w}^2}{2g}\,, \qquad (7),$$

где ζ – коэффициент местного сопротивления.

В настоящее время не существует общей теории, позволяющей подсчитывать величину ζ в каждом конкретном случае, за исключением потерь на преодоление местного сопротивления при внезапном расширении потока (теорема Борда–Карно). Коэффициенты местных сопротивлений находятся опытным путем и приводятся в справочной литературе. В силу высказанных выше соображений обычно приводится зависимость коэффициента ζ только от вида местного сопротивления, т.е. от характеризующих его симплексов геометрического подобия. Например, для отводов определяющим симплексом будет отношение диаметра канала к радиусу кривизны, для диффузоров (конфузоров) – отношение начального и конечного диаметров, а также угол конусности, т.е. отношение диаметров к длине диффузора. Для задвижки при заданном отношении среднего размера подвижной части к диаметру трубопровода коэффициент местного сопротивления будет зависеть только от симплекса **h/D** – степени открытия задвижки (рис.3). Пример подобной зависимости приведен ниже:

h/D	1,0	0,9	0,8	0,7	0,6	0,5	0,4	0,3	0,25
ζ	0,15	0,3	0,8	1,5	2,8	5,3	12,0	22,0	30,0

Для вентилей в справочной литературе обычно приводятся коэффициенты местного сопротивления при их полном открытии в зависимости от диаметра трубопровода.

Цели работы:

1. ознакомление с одним из видов местных сопротивлений – запорными устройствами;
2. экспериментальное определение потерь давления в полностью открытом вентиле и наполовину открытой задвижке (**h/D** = 0,5) при различных скоростях движения жидкости и сравнение этих потерь с расчетными или обратная задача: по найденному из опыта коэффициенту местного сопротивления задвижки найти степень ее открытия.

Приборы и оборудование: вентиль 9, задвижка 10 (см. рис. 2 в работе 5), два дифференциальных манометра, секундомер.

Описание установки

Установка для определения потерь напора в запорных устройствах (см. рис. 2 в работе 5) состоит из бака 1, насоса 14 и трубопроводов, соединяющих между собой насос и бак. Вентиль 9 и задвижка 10 установлены на прямом горизонтальном участке трубопровода с постоянным внутренним диаметром **d** = 54 мм, в связи с чем экспериментальные значения потерь напора в этих запорных устройствах можно определить по разности пьезометрических напоров в сечениях до и после запорного устройства (это следует из анализа уравнения Бернулли, записанного для указанных сечений). Разница пьезометрических напоров определяется с помощью дифманометров 6 и 7, присоединенных к трубопроводу до и после запорных устройств. Расход протекающей жидкости измеряется водомером 3 и секундомером.

Порядок проведения опытов

Нажатием кнопки включается насос, открываются задвижки 11 и 13. Проверяется положение вентиля 9 (он должен быть полностью открыт) и задвижки 10 (открыта наполовину). Одновременно измеряются потери давления в вентиле и задвижке, а также время прохождения 300 - 400 л воды. Следующие опыты проводятся при меньших расходах (постепенно прикрывается задвижка 11) с теми же измерениями. Количество жидкости, проходящей через водомер, можно уменьшить (по указанию преподавателя).

Всего проводится 5 опытов, после чего насос выключается нажатием кнопки.

Обработка результатов опытов

Расход воды в каждом опыте определяется по формуле

$$\dot{\mathbf{V}} = \frac{\mathbf{V}}{\mathbf{t}}, \qquad (8)$$

где **V** – объем воды, прошедшей через водомер; **t** – время прохождения указанного объема воды.

Средняя скорость воды перед запорным устройством вычисляется по уравнению расхода:

$$\bar{w} = \frac{\dot{V}}{S} = \frac{4\dot{V}}{\pi d^2}. \qquad (9)$$

Расчетные величины потерь напора $\Delta h_м$ находятся по формуле (7). Коэффициент местного сопротивления полностью открытого вентиля ζ=10,2; наполовину открытой задвижки ζ=5,3. Опытная величина потерь напора $\Delta h^0_м$ определяется пересчетом показаний дифманометров 9 и 10 по формуле

$$\Delta h^0_м = \frac{\Delta p^0_м}{\rho g}. \qquad (10)$$

Результаты измерений и расчетов заносятся в таблицу

№ п/п	$\dot{V}$, $дм^3$	t, с	$\dot{V}\times10^3$, $м^3/с$	$\bar{w}$, м/с	$\Delta p_в^0$, $кгс/см^2$	$\Delta h_в^0$, м	$\Delta p_з^0$, $кгс/см^2$	$\Delta h_з^0$, м	$\Delta h_в$, м	$\Delta h_з$ м

Контрольные вопросы

1. Какие сопротивления называются местными?
2. Назовите примеры местных сопротивлений.
3. Каковы причины возникновения местных сопротивлений?
4. Назовите виды запорных устройств.
5. Как определяется средняя скорость жидкости перед запорными устройствами?
6. В каких случаях применяются те или иные виды запорных устройств?
7. По какой формуле определяются потери напора в местных сопротивлениях?
8. От каких величин зависит коэффициент местного сопротивления в общем случае и конкретно для запорных устройств?

9. Почему опытное значение потерь напора для данной установки определяется как разность пьезометрических напоров в сечениях перед и за запорным устройством?
10. Почему коэффициент местного сопротивления полностью открытого вентиля больше, чем у наполовину открытой задвижки?
11. Как изменяется значение коэффициента местного сопротивления по мере закрытия запорного устройства?

РАБОТА 8

ОПРЕДЕЛЕНИЕ ПОТЕРЬ ДАВЛЕНИЯ В ТЕПЛООБМЕННЫХ АППАРАТАХ

Доц. Б.Ф.Степочкин, доц. И.М. Нафиков

Известно большое количество разнообразных типов и конструкций теплообменных аппаратов. В химической промышленности чаще всего применяются кожухотрубчатые теплообменники благодаря их надежности и широкому диапазону рабочих давлений и температур (рис.1).

Теплообменной поверхностью в них служит суммарная поверхность пучка труб 1, закрепленных в трубных решетках 2. Пучок труб размещается внутри цилиндрического кожуха 3, который с торцов закрывается крышками 4. Одна из обменивающихся теплом сред А попадает в трубное пространство, а другая, направляемая внутрь кожуха Б, омывает пучки труб снаружи. В трубное пространство, которое легче очищается, подается среда, склонная загрязнять внутреннюю полость трубок, или теплоноситель с более высокими значениями давления и температуры.

Целью гидравлического расчета теплообменника является определение потерь давления как в трубном, так и в межтрубном пространстве.

Гидравлическое сопротивление трубного пространства

Для лучшей организации теплообмена трубное пространство делят на несколько секций (ходов) с помощью перегородок, установленных в крышках. Поэтому теплоноситель А при наличии одной перегородки 5 последовательно делает два хода.

Потери энергии движущейся жидкости происходят в трубах (потери по длине трубок) и в местных сопротивлениях (местные потери). Таким образом, полные потери $\Delta p = \sum \Delta p_{M_i} + \Delta p_l$, где Δp_{M_i} - потери в местных сопротивлениях; Δp_l - потери по длине трубок. Причина возникновения местных сопротивлений - деформация потока и вихреобразования. Потери давления на местных сопротивлениях в теплообменнике определяются следующей зависимостью:

$$\Delta p_{M_i} = \zeta_i \frac{\rho \bar{w}^2}{2}, \qquad (1)$$

где ζ_i - коэффициент местных сопротивлений; ρ - плотность жидкости; $\bar{w}$ - средняя скорость жидкости.

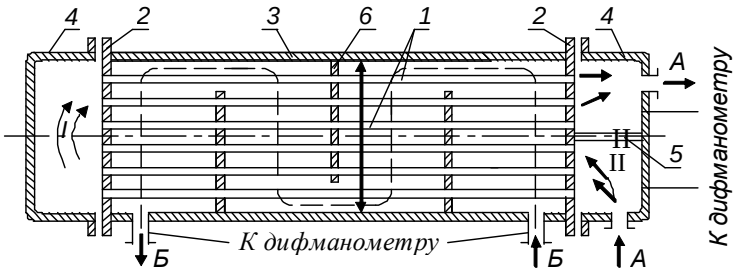


Рис. 1. Кожухотрубчатый двухходовый теплообменник
1 – трубы, 2 – решетка, 3 – кожух, 4 – крышка, 5 – перегородка, 6 – сегментные перегородки

В двухходовых теплообменниках жидкость испытывает следующие местные сопротивления: а) при входе в камеру через штуцер – внезапное расширение с коэффициентом местного сопротивления ζ_1; б) при входе в трубки I - внезапное сужение, ζ_2; в) при выходе из трубок - резкое расширение, ζ_3; г) при повороте в крышке на 180°,

ζ_4 ; д) при входе в трубки I - внезапное сужение, ζ_2 ; е) при выходе из трубок - резкое расширение, ζ_3 ; ж) при выходе из камеры через штуцер - сужение, ζ_5 ;

Значения коэффициентов местных сопротивлений приведены ниже:

Коэффициенты	ζ_1	ζ_2	ζ_3	ζ_4	ζ_5
Значение	1,0	0,5	1	2,5	0,5

Потери давления по длине трубок определяются по формуле Дарси-Вейсбаха:

$$\Delta p_l = \lambda_Г \frac{K\ell}{d_{TP}} \frac{\rho \bar{w}_{TP}^2}{2},$$

где **К** = 2 - число ходов в теплообменнике; $\lambda_Г$ - коэффициент гидравлического трения по длине трубок, $\lambda_Г = f(Re, \varepsilon_э)$; (расчет $\lambda_Г$ см. в лаб. работе 6 для гладких труб); d_{TP} - внутренний диаметр трубки; $\bar{w}_{TP}$ – скорость жидкости в трубном пространстве, которая находится из уравнения расхода:

$$\bar{w}_{TP} = \frac{4\dot{V}}{\pi d_{TP}^2 Z}, \qquad (3)$$

где $\dot{V}$ - расход жидкости через трубное пространство; d_{TP} =14 мм; **Z** = 28 - число трубок для одного хода жидкости; ℓ = 1м - длина трубок.

Скорость жидкости во входном и выходном патрубках (штуцерах) рассчитывается по известным расходам и диаметрам патрубков:

$$\bar{w}_{патр} = \frac{4\dot{V}}{\pi d_{патр}^2}, \qquad (4)$$

где $\dot{V}$ - расход жидкости; $d_{патр}$ – внутренние диаметры входного и выходного патрубков; $d_{патр}$ = 45 мм.

Скорость жидкости в камерах I,II,III вычисляется по формуле

$$\bar{w}_{кам} = \frac{4\dot{V}K}{\pi D^2}, \qquad (5)$$

где **D** - внутренний диаметр кожуха теплообменника (**D** = 200 мм); **K** - число ходов жидкости в теплообменнике (**K** = 2).

Полные потери в трубном пространстве теплообменника определяются как сумма всех местных потерь и потерь по длине трубок. Учитывая, что в данной установке дифманометр присоединяется не к штуцерам, а непосредственно к крышке (рис. 1), измеряемое гидравлическое сопротивление рассчитывается как

$$\Delta p_{ТР} = \sum \Delta p_{M_i} + \Delta p_l = 2\Delta p_{M_2} + 2\Delta p_3 + \Delta p_{M_4} + \Delta p_{M_{ТР}} =$$

$$= 2\zeta_2 \frac{\rho \bar{w}_{тр}^2}{2} + 2\zeta_3 \frac{\rho \bar{w}_{тр}^2}{2} + \zeta_4 \frac{\rho \bar{w}_{кам}^2}{2} + \lambda_Г \frac{K\ell}{d_{тр}} \frac{\rho \bar{w}_{тр}^2}{2} \qquad (6)$$

Гидравлическое сопротивление межтрубного пространства

Сегментные перегородки 6 делят межтрубное пространство на ряд ходов теплоносителя Б. Это способствует интенсификации теплообмена за счет увеличения скорости движения теплоносителя при уменьшении живого сечения потока и огибания теплоносителем перегородок. Потери давления в межтрубном пространстве происходят в результате трения при поперечном огибании пучка труб в ходах теплообменника и местных сопротивлениях. В межтрубном пространстве к местным сопротивлениям относятся вход в межтрубное пространство и выход из него, а также огибание перегородок. Для коэффициентов местных сопротивлений в межтрубном пространстве кожухотрубных теплообменников принимают следующие значения:

- вход в межтрубное пространство или выход из него ζ_6 =1,5;

- поворот на 180 через перегородку в межтрубном пространстве ζ_7 =1,5;

- сопротивление пучка труб в межтрубном пространстве, определяемое по формуле

$$\zeta_8 = \frac{3m}{Re^{0,2}}, \qquad (7)$$

где **m** – число рядов труб в направлении движения потока (см. ГОСТ 15118-79, в нашем случае **m**=6).

Критерий **Re** рассчитывается по наружному диаметру трубок ($\mathbf{d_i}$ =16мм):

$$\mathbf{Re} = \frac{\bar{w}_{\text{МТР}}\, d_{\text{н}}}{\nu}, \qquad (8)$$

где $\bar{w}_{\text{МТР}}$ – скорость потока в межтрубном пространстве, которая вычисляется по самому узкому сечению пучка. Для данного теплообменника **S** = 0,005 м^2. Кинематический коэффициент вязкости принимается по таблице, приведенной в приложении. Суммарная потеря давления потока в межтрубном пространстве:

$$\Delta p_{\text{МТР}} = \sum \Delta p_i = 2\zeta_6 \frac{\rho \bar{w}^2_{\text{патр}}}{2} + \zeta_7 \frac{n\rho \bar{w}^2_{\text{пер}}}{2} + \zeta_8 \frac{(n+1)\rho \bar{w}^2_{\text{МТР}}}{2}, \qquad (9)$$

где $\bar{w}_{\text{патр}}$ - скорость движения жидкости во входном и выходном патрубках в теплообменнике, определяемая по формуле (4); $\bar{w}_{\text{пер}}$ - скорость движения жидкости в самом узком месте на перегородке:

$$\bar{w}_{\text{пер}} = \frac{\dot{V}}{S_{\text{пер}}}, \qquad (10)$$

$(S_{\text{пер}} = 0{,}007 \text{м}^2)$, **n** =3 – число перегородок.

Цель работы: 1) ознакомление с различными видами местных сопротивлений в теплообменнике; 2) экспериментальное определение потери давления в трубном и межтрубном пространствах теплообменника при различных скоростях движения жидкости и сравнение их с расчетными.

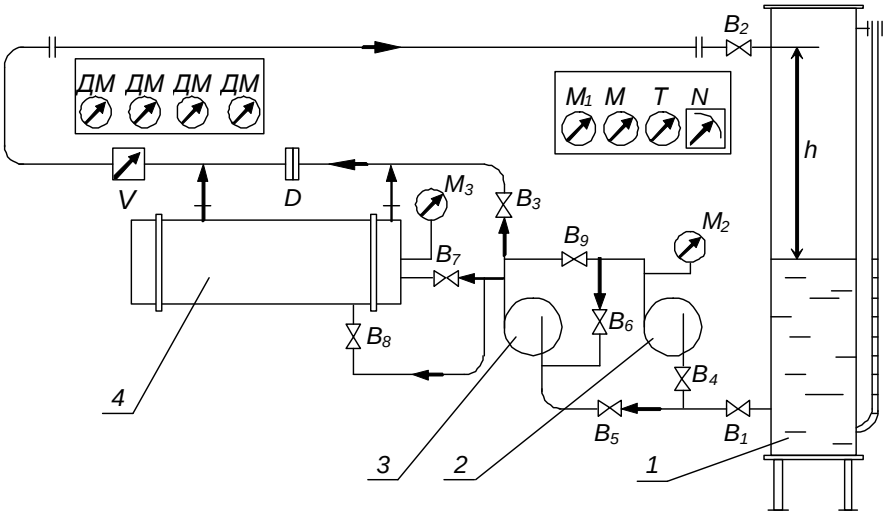


Рис.2. Схема экспериментальной установки
1 – бак, 2,3 – насосы, 4 – кожухотрубчатый теплообменник

Приборы и оборудование: теплообменник, два дифференциальных манометра, секундомер, водомер.

Описание установки

Установка для определения потери давления в трубном и межтрубном пространствах теплообменника является частью универсального стенда (рис.2) для комплексного исследования параметров потока.

Установка состоит из бака I, насоса 3, теплообменника 4 трубопроводов, соединяющих между собой насос, бак и теплообменник. Экспериментальные значения потери давления в трубном и межтрубном пространствах теплообменника можно определить по разности давлений на выходе и входе. Разница давлений в трубном и межтрубном пространствах находится с помощью дифманометров $ДМ_3$ и $ДМ_4$. Расход протекающей жидкости определяется посредством водомера V и секундомера.

Порядок проведения опытов

Открываются вентили B_1, B_5, B_7 и B_2 , остальные вентили должны быть закрыты. Включается насос 3, измеряются потери давления в трубном пространстве теплообменника с помощью дифманометра $ДМ_3$, объем протекающей воды и время, за которое прошел данный объем.

Следующие измерения производятся при меньших расходах в той же последовательности (всего 4-5 опытов). Расход регулируется вентилем B_7. Вторая часть экспериментов связана с определением потери давления в межтрубном пространстве (еще 4-5 опытов). Вентиль B_7 при этом закрывается, открывается вентиль B_8. Регулирование расхода производится вентилем B_8. Потеря давления в межтрубном пространстве измеряется с помощью дифманометра $ДМ_4$. По окончании опытов насос 3 отключается.

Обработка результатов опытов

Расход воды в каждом опыте вычисляется по формуле

$$\dot{\mathbf{V}} = \frac{\mathbf{V}}{\mathbf{t}},$$

где **V** - объем воды, определяемый по водомеру; **t** - время прохождения указанного объема воды.

Расчетное значение потери давления находится по формулам (6) и (9), а опытное значение - по показаниям соответствующих дифманометров $ДМ_3$ и $ДМ_4$.

Результаты измерений и расчетов заносятся в табл. 1,2 (соответственно для трубного и межтрубного пространств).

Таблица 1

№ п/п	$\Delta p_{тр}^{оп}$, кПа	**V**, $дм^3$	**t**, с	$\dot{V}$, $см^3/с$	$\bar{w}_{тр}$, см/с	$\lambda_г$	$\Delta p_{тр}$, кПа

Таблица 2

№ п/п	$\Delta p_{МТР}^{оп}$, кПа	V, $дм^3$	t, с	$\dot{V}$ $см^3/с$	$\bar{w}_{МТР}$, см/с	$\Delta p_{МТР}$, кПа

Контрольные вопросы

1. Устройство и работа теплообменника.
2. Какие местные сопротивления имеются в теплообменнике?
3. Какие другие типы местных сопротивлений известны?
4. Каковы причины возникновения местных сопротивлений?
5. Как определяется средняя скорость на различных участках теплообменника?
6. По какой формуле рассчитываются потери давления в местных сопротивлениях?
7. Чем отличаются местные потери давления друг от друга?
8. От каких величин зависит коэффициент местных сопротивлений?
9. Какова структура потока жидкости при его движении через местные сопротивления (например, при внезапном сужении или расширении)?
10. Как определяется потеря давления опытным путем?

РАБОТА 9

ОПРЕДЕЛЕНИЕ СКОРОСТИ И РАСХОДА ВОДЫ ПРИ ИСТЕЧЕНИИ ЧЕРЕЗ ОТВЕРСТИЯ И ЦИЛИНДРИЧЕСКИЙ НАСАДОК

Проф. Н.Х. Зиннатуллин

В технике широко используются различные устройства с течением жидкости через отверстия различной формы или через короткие патрубки, называемые *насадками.*

Отверстием в «тонкой стенке» называется канал, длина которого настолько мала, что вязкое трение в нем практически отсутствует, и при истечении через которое струя соприкасается со стенкой лишь по острой входной кромке. В результате криволинейного движения частиц жидкости, подходящих к отверстию, струя испытывает сжатие поперечного сечения. Максимальное сжатие наблюдается на расстоянии **(0,5÷1,0)d** от начального сечения струи. Опыты показывают, что при истечении через круглое отверстие диаметр сжатого сечения $\mathbf{d_c}$ составляет 0,8 диаметра отверстия **d** (рис.1).

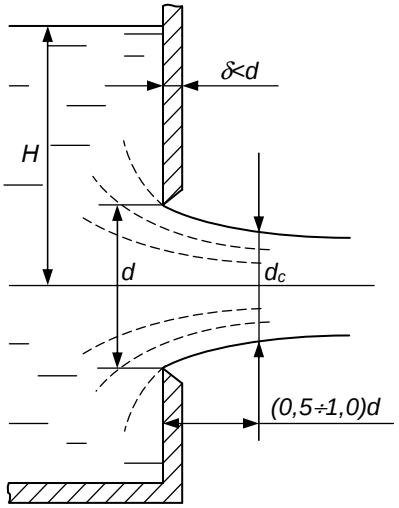


Рис. 1. Схема истечения струи жидкости через отверстие в «тонкой стенке»

Коэффициент сжатия струи представляет отношение площади сжатого сечения струи к площади сечения отверстия (насадка), т. е. $\boldsymbol{\varepsilon_C = S_C / S}$. Для отверстия в «тонкой стенке» коэффициент равен $\mathbf{d_c^2/d^2} = 0{,}64$. Наблюдается также изменение фор-

мы сечения струи по сравнению с формой отверстия, из которого вытекает жидкость (явление *инверсии струи*), в основном вызываемое действием сил поверхностного натяжения.

Формулу для скорости истечения можно получить, написав уравнение Бернулли для свободной поверхности жидкости в резервуаре и для сжатого сечения.

Из уравнения следует

$$\bar{w} = \varphi\sqrt{2gH} = \varphi\bar{w}_T, \qquad (1)$$

где $\varphi = \dfrac{1}{\sqrt{1+\zeta}}$ – коэффициент скорости; ζ – коэффициент местного сопротивления при прохождении жидкостью отверстия; H – высота столба жидкости в резервуаре над центром отверстия, м; w_T – теоретическая скорость истечения для идеальной жидкости, м/с. Коэффициент скорости для отверстия в «тонкой» стенке равен 0,97.

Расход $\dot{V}$ жидкости, вытекающей из отверстия, в соответствии с формулой расхода записывается следующим образом:

$$\dot{V} = S_C \cdot \bar{w} = \varepsilon \cdot S \cdot \varphi\sqrt{2gH},$$

или

$$\dot{V} = \mu_p S\sqrt{2gH}, \qquad (2)$$

где $\mu_p = \varepsilon_C \varphi$ – коэффициент расхода.

Пренебрегая сжатием струи и гидравлическим сопротивлением, получим формулу для теоретического расхода:

$$\dot{V}_T = S\sqrt{2gH}.$$

Следовательно, *коэффициент расхода* μ_p есть отношение действительного расхода при истечении к теоретическому, т.е. $\mu_p = \dfrac{\dot{V}}{\dot{V}_T}$.

Для отверстия в «тонкой стенке» коэффициент расхода равен 0,62.

Цилиндрический насадок представляет собой патрубок длиной $l = (3 \div 4)d$, присоединенный к отверстию в стенке резервуара (рис. 2). Как и при истечении из отверстия в «тонкой стенке», на начальном участке насадка происходит сжатие потока и увеличение скорости. Однако в дальнейшем жидкость заполняет все сечение насадка и ско-

рость уменьшается. Таким образом, на выходе из насадка $\mathbf{S_C = S}$ и коэффициент сжатия равен 1,0. Наличие сжатия и последующего расширения приводит к образованию кольцеобразной вихревой зоны и росту местных гидравлических сопротивлений. Имеют место и потери напора по длине насадка. Поэтому коэффициент скорости для насадка меньше, чем для отверстия в «тонкой стенке» (0,8 вместо 0,97).

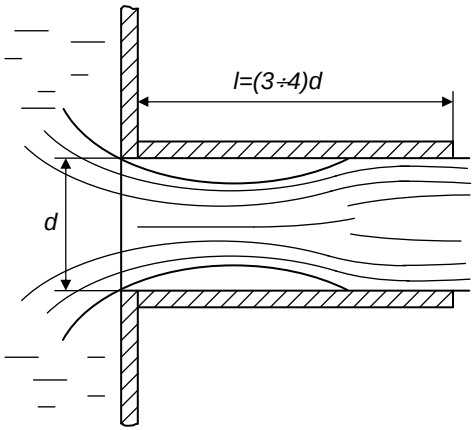


Рис. 2. Схема истечения струи жидкости через цилиндрический насадок

Скорость и расход жидкости при истечении через насадок рассчитываются по формулам (1) и (2).

Опытное значение скорости истечения можно определить из уравнения траектории струи, движение которой в продольном направлении является равномерным ($\mathbf{x = \bar{w}_0 t}$), а в поперечном – равномерно-ускоренным ($\mathbf{y = gt^2/2}$). Если из двух этих выражений исключить время **t**, то получится:

$$\bar{w}_0 = x\sqrt{\frac{g}{2y}}\,, \qquad (3)$$

где **x** и **y** – координаты какой-либо точки на оси струи, отсчитываемые от центра сечения струи на выходе из отверстия (насадка).

Если в резервуар жидкость не поступает, то ее уровень, а следовательно, и напор постепенно будут понижаться, отчего расход тоже будет уменьшаться в соответствии с формулой (2). Время опорожнения резервуара постоянного сечения (площадь поперечного сечения резервуара Ω=const) с высоты уровня жидкости H_1 до H_2 определяется выражением:

$$t = \frac{2\Omega}{\mu_p \cdot S\sqrt{2g}}\left(\sqrt{H_1} - \sqrt{H_2}\right). \quad (4)$$

Цель работы: 1) ознакомление с конструкцией отверстий в «тонкой стенке», насадков и особенностями истечения из них; 2) определение по напору **H** скоростей истечения воды $\bar{w}$ через различные отверстия и цилиндрический насадок, сравнение полученных величин с опытными значениями $\bar{w}_0$, рассчитанными по измеренным координатам **x** и **y**; 3) определение расхода воды $\dot{V}$ при истечении через различные отверстия и цилиндрический насадок, сравнение полученных величин с опытным значением $\dot{V}_0$, измеренным объемным методом; 4) расчет времени истечения воды **t** через отверстие в «тонкой стенке» или цилиндрический насадок при переменном напоре и сравнение расчетного значения с опытным, измеренным с помощью секундомера.

Приборы и оборудование: установка для изучения истечения воды из отверстий и насадков; набор сменных пластин: а) с круглым отверстием; б) с квадратным; в) с крестообразным; г) с треугольным; д) с цилиндрическим насадком; секундомер.

Описание установки

Прямоугольный, вертикально установленный резервуар 1 (рис.3) присоединен к водопроводной сети трубой с вентилем B_1. Вентиль B_2 соединяет резервуар со сливной линией. Избыток воды в резервуаре может отводиться частично через сливную трубу 2.

В стенке резервуара имеется большое отверстие (гнездо с резьбой), куда можно ввинчивать пластины 3 с малыми отверстиями различной формы и с цилиндрическим насадком. Отверстие с внутренней стороны закрыто клапаном 4, который во время работы открывается с помощью рычага 5. Пьезометрическая трубка (водомерное стекло) со шкалой, имеющей нулевой отсчет на уровне центра отверстия, позволяет непосредственно отсчитывать напор **H** (на рис. 3 эта трубка не показана).

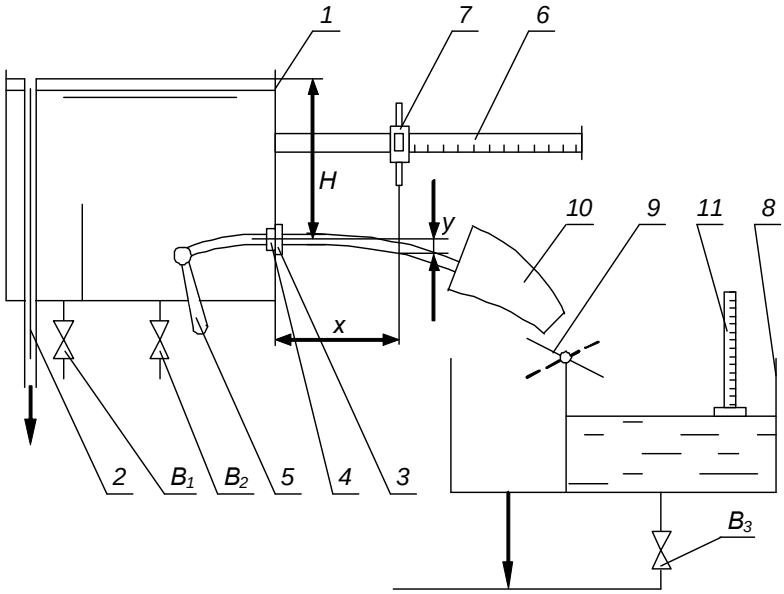


Рис. 3. Схема экспериментальной установки
1 – резервуар, 2 – труба, 3 – сменные пластины, 4 – клапан, 5 – рычаг, 6 – линейка, 7 – ползунок, 8 – бак, 9 – лоток, 10 – переходник, 11 - рейка

Горизонтальная измерительная линейка 6 с ползунком 7, имеющим выдвижной щуп, служит для измерения координат **x** и **y** какой-либо точки на оси координат.

Перегородка в баке 8 делит его на два отделения: сливное и мерное. Над перегородкой на подвижной оси установлен передвижной лоток 9. В зависимости от положения лотка вода попадает либо в сливное, либо в мерное отделение. Количество воды в мерном отделении бака определяется с помощью мерной рейки 11, укрепленной на поплавке.

Порядок проведения опытов при постоянном напоре

Закрываются вентили B_1 и B_2. Лоток устанавливается так, чтобы вода стекала в сливной отсек бака 3. При закрытом клапане 4 откры-

вается вентиль B_1, и резервуар наполняется водой до уровня сливной трубы. Одновременно в гнездо ввинчивается пластина с круглым отверстием. Открывается клапан 4, и с помощью вентиля B_1 достигается постоянный заданный уровень воды в резервуаре. Для наполнения мерного отделения бака 8 устанавливается лоток 9. Секундомер включается при достижении мерной рейкой заранее выбранного начального отсчета. Измеряются и записываются напор **H** и координаты **x** и **y** какой–либо точки в центре струи. Фиксируется положение мерной рейки и одновременно останавливается секундомер. Лоток 9 откидывается в первоначальное положение. Записываются значения объема воды **V** (каждое деление мерной рейки соответствует 1 л воды) и продолжительность его заполнения **t**. Закрывают клапан 4 и вентиль B_1.

Эти операции повторяются для других отверстий, а также для цилиндрического насадка. Наблюдается характер истечения и форма сечения струи, что фиксируется в отчете.

Порядок проведения опытов при переменном напоре

Устанавливается пластина с отверстием или насадком. Вентиль B_2 закрывается. Открывается вентиль B_1, и бак 1 заполняется до начального уровня $\mathbf{H_1}$, после чего вентиль B_1 закрывается. Открывается клапан 4 и одновременно пускается секундомер. При достижении конечного напора $\mathbf{H_2}$ останавливается секундомер, закрывается клапан 4 и записываются значения времени опыта $\mathbf{t_0}$ и конечного напора $\mathbf{H_2}$. Проводится 2-3 опыта.

Обработка результатов опытов

Скорость истечения определяется по формуле (1). Опытное значение скорости $\mathbf{w_0}$ вычисляется по формуле (3) на основании измеренных величин **x** и **y**. Расход жидкости при истечении $\dot{\mathbf{V}}$ рассчитывается по уравнению (2). Площади сечений отверстий и насадка следует определять исходя из размеров, указанных в таблице на установке. Опытное значение расхода $\dot{\mathbf{V}}_0$ определяется объемным способом: $\dot{\mathbf{V}}_0 = \mathbf{V}/\mathbf{t}_0$, где **V** – объем воды.

Время истечения воды при переменном напоре определяется по формуле (4).

Результаты измерений и расчетов заносятся в табл. 1 для постоянного напора **H** = 40 см., в табл. 2 – для переменного напора.

Таблица 1

№ п/п	Тип устройства	**V**, $дм^3$	**t**, с	**x**, см	**y**, см	$\dot{V} *10^3$, $м^3/с$	$\dot{V}_0 *10^3$, $м^3/с$	**w**, м/с	w_0, м/с

Таблица 2.

№ п/п	Тип устройства	H_1, см	H_2, см	**t**, с	t_0, с

Контрольные вопросы

1. Понятие об отверстии в «тонкой стенке» и насадках. Типы насадков.
2. Особенности истечения жидкости через отверстия в «тонкой стенке» и через цилиндрический насадок.
3. От каких факторов зависят скорость и расход жидкости при истечении через отверстия и насадок?
4. Как в данной работе производится измерение скорости истечения?
5. От каких факторов зависит время опорожнения резервуара?
6. Как в данной работе поддерживается постоянный напор при истечении через отверстия и насадок? Какие способы еще возможны?

7. Объясните смысл и назовите численные значения коэффициентов скорости, сжатия и расхода для круглого отверстия и цилиндрического насадка.
8. Как и почему отличаются значения скорости и расхода при истечении из отверстий в «тонкой стенке» и из насадка?
9. Сопоставьте величины скорости и расхода при истечении через отверстие и цилиндрический насадок одинакового сечения при одних и тех же условиях.
10. Влияет ли форма отверстий на величину расхода?

РАБОТА 10

ИЗУЧЕНИЕ ГИДРАВЛИКИ ВЗВЕШЕННОГО СЛОЯ

Доц. Б.Ф.Степочкин

В настоящее время ряд процессов химической технологии (сушка, обжиг, адсорбция, катализ), при которых происходит взаимодействие газа или жидкости с мелкораздробленным твердым материалом, осуществляют в аппаратах со взвешенным (псевдоожиженным, или кипящим) слоем. В таких аппаратах указанные процессы значительно ускоряются.

Если через неподвижный слой монодисперсных твердых частиц, находящихся на решетке, пропускать снизу вверх поток жидкости (газа) и при этом постепенно увеличивать его скорость, то при некоторой так называемой *первой критической скорости* (скорости начала псевдоожижения) весь слой твердых частиц переходит во взвешенное состояние. При дальнейшем повышении скорости жидкости объем взвешенного слоя увеличивается. Такой расширившийся слой, в котором происходит интенсивное перемешивание (движение) твердых частиц, во многом напоминает кипящую жидкость: он течет, принимает форму сосуда, имеет поверхность раздела с жидкостью, через него пробулькивают пузырьки газа, поэтому его называют часто кипящим, или *псевдоожиженным* слоем. При некоторой скорости потока, превышающей так называемую *вторую критическую скорость* (скорость витания или уноса), взвешенный слой разрушается: твердые

частицы уносятся из аппарата потоком жидкости, осуществляется их транспорт.

Переход зернистого слоя из неподвижного во взвешенный слой происходит тогда, когда сила $\mathbf{P_Д}$ динамического воздействия потока на слой материала, выражаемая как произведение $\mathbf{\Delta p \cdot S}$, станет равной силе тяжести $\mathbf{P_Т}$, создаваемой твердыми частицами, за вычетом архимедовой силы $\mathbf{P_А}$, т. е.

$$P_Д = P_Т - P_А, \qquad (1)$$

или

$$\mathbf{\Delta pS = V_T g(\rho_T - \rho) = SH(1 - \varepsilon)(\rho_T - \rho)g}\,, \qquad (2)$$

где $\mathbf{\Delta p}$ – потерянное давление в слое, Па; $\mathbf{S}$ – живое сечение пустого аппарата, м^2; $\mathbf{V_Т}$ – объем твердых частиц слоя, м^3; $\boldsymbol{\varepsilon}$ – ***порозность*** слоя (доля свободного объема $\mathbf{V_{СВ}}$ в объеме слоя $\mathbf{V_{СЛ}}$); $\mathbf{H}$ – высота слоя, м; $\boldsymbol{\rho_Т}$, $\boldsymbol{\rho}$ – плотности твердых частиц и жидкости соответственно, кг/м^3.

С другой стороны, потеря давления в слое $\mathbf{\Delta p}$ может быть выражена с помощью уравнения Дарси–Вейсбаха:

$$\mathbf{\Delta p = \frac{3\lambda_Г}{2}\frac{1-\varepsilon}{\varepsilon^3 \Phi}\frac{H}{d}\frac{\rho w^2}{2}}\,, \qquad (3)$$

где $\mathbf{\Phi}$ - коэффициент, учитывающий форму и состояние поверхности твердых частиц.

Коэффициент сопротивления $\boldsymbol{\lambda_Г}$ на основании обобщения опытных данных может описываться различными соотношениями. В частности, для всех режимов течения он с удовлетворительной точностью описывается уравнением

$$\mathbf{\lambda_Г = \frac{133}{Re} + 2.34}\,. \qquad (4)$$

Подставляя значение потери давления по уравнению (2) в уравнение (3), можно получить с учетом (4) критериальное уравнение, описывающее поведение псевлоожиженного слоя. Так, для частиц округлой формы, для которых $\mathbf{\Phi} \approx 1$ и $\boldsymbol{\varepsilon} \approx 0.4$, из выражений (2)–(4) получается критическое значение числа Рейнольдса, при котором начинается псевдоожижение:

$$\mathbf{Re_{ПС} = \frac{Ar}{1400 + 5{,}22\sqrt{Ar}}}\,, \qquad (5)$$

где $\mathbf{Ar} = \frac{\mathbf{g d^3}}{\nu^2} \frac{\rho_т - \rho}{\rho}$ – критерий Архимеда; $\mathbf{Re} = \frac{\bar{w} d}{\nu}$ – модифицированный критерий Рейнольдса; **d** – диаметр твердой частицы, м; ν – кинематическая вязкость жидкости, м^2/с; $\bar{w}$ – фиктивная средняя скорость потока (отнесенная к незаполненному частицами поперечному сечению аппарата), м/с.

Такую же структуру имеет зависимость между критериями Re и Ar и при промежуточных значениях $0.4<\varepsilon< 1$. Обобщением опытных данных в этом случае получена формула

$$\mathbf{Re} = \frac{\mathbf{Ar}\,\varepsilon^{4,75}}{\mathbf{18 + 0,6}\sqrt{\mathbf{Ar}\,\varepsilon^{4,75}}}\,. \qquad (6)$$

Это уравнение выражает основную зависимость гидравлики взвешенного слоя – зависимость между порозностью слоя и скоростью потока. По уравнению (6) можно рассчитать скорость начала псевдоожижения $\mathbf{w_{ПС}}$, подставляя в нее значение порозности неподвижного слоя $\boldsymbol{\varepsilon_Н}$.

Гидравлическое сопротивление взвешенного слоя, как следует из уравнения (2), во всем диапазоне его существования практически одинаково и определяется выражением

$$\mathbf{\Delta p = H(1 - \varepsilon)(\rho_т - \rho)g}\,. \qquad (7)$$

Цель работы: 1) вычисление критической скорости начала псевдоожижения расчетным и опытным путем; 2) определение порозности неподвижного и взвешенного слоя при некоторых значениях расхода жидкости расчетным путем и сопоставление расчетных значений порозности с экспериментальными; 3) нахождение гидравлического сопротивления взвешенного слоя расчетным (по весу материала) и опытным путем.

Описание установки

Лабораторная установка (рис.1) состоит из стеклянной вертикальной колонки 1 с внутренним диаметром **D** = 70 мм и приборов для измерения давления и расхода жидкости. В колонку снизу по трубопроводу подается вода, которая предварительно проходит через ротаметры 2 (при малых расходах через ротаметр **РС-5**, при больших –

через **РС-7**), фиксирующие значение расходов воды. Расход регулируется вентилями B_1 и B_2. Из колонки вода отводится в бак.

Колонка заполнена сферическими частицами алюмосиликатного катализатора диаметром **d** = 3,7 мм и плотностью ρ_T = 1,6 г/см^3. С одной стороны к колонке прикреплена шкала с указателем для отсчета высоты слоя, с другой стороны расположен дифманометр 3 для измерения потери давления на участке слоя I высотой **H*** = 150 мм. Вверху колонки установлен термометр 4.

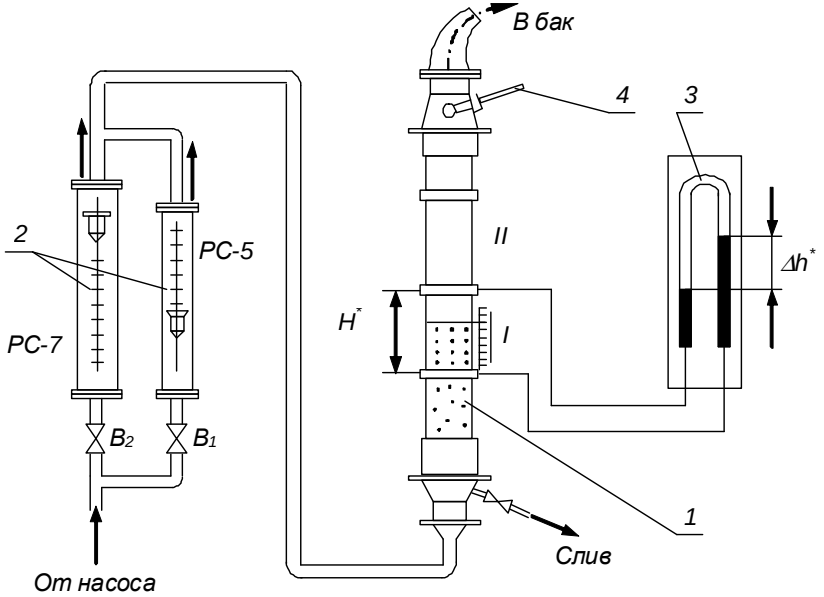


Рис. 1. Схема экспериментальной установки:
1 – колонка, 2 – ротаметры, 3 – U-образный дифманометр, 4– термометр.

Порядок проведения опытов

Измеряют высоту неподвижного слоя $\mathbf{H_H}$. Включают насос и постепенно открывают вентиль B_1 до положения, соответствующего началу псевдоожижения. Началом псевдоожижения следует считать момент перехода практически всех частиц слоя в состояние движения. Фиксируют показание ротаметра **РС-5** и по тарировочному графику

устанавливают величину расхода $\dot{V}$. Измеряют температуру воды на выходе из колонки. Все измерения заносят в табл. 1.

Далее увеличивают расход воды до значения, соответствующего уровню взвешенного слоя выше участка I, при этом открывают вентиль B_2 и закрывают вентиль B_1. В таком положении замеряют высоту взвешенного слоя **H**, снимают показания ротаметра **РС-7** и U-образного дифманометра **Δh***. По тарировочному графику определяют расход воды, проходящей через колонку.

Аналогичный опыт повторяют при большем значении расхода воды. Данные для второго этапа работы заносят в табл. 2.

После окончания опытов следует закрыть вентили B_1 и B_2 и отключить насос.

Обработка результатов опытов

Опытное значение скорости потока жидкости $\bar{w}^{o}$ определяют по расходу $\dot{V}$:

$$\bar{w}^{o} = \frac{4\dot{V}}{\pi D^2}. \qquad (8)$$

Расчетное значение скорости псевдоожижения $\bar{w}_{ПС}$ находят из уравнений (5), (6) по величине критерия Рейнольдса:

$$\bar{w}_{ПС} = \frac{Re_{ПС}\,\nu}{d}. \qquad (9)$$

Значение порозности неподвижного слоя ε_H может быть вычислено по формуле

$$\varepsilon_H = 1 - \frac{V_T}{V_{СЛ}} = 1 - \frac{4M_T}{\pi D^2 \rho_T H_H}, \qquad (10)$$

где M_T – масса твердых частиц в колонке.

Опытное значение порозности взвешенного слоя определяют из зависимости (7) и соотношения $\Delta p^* = \rho g \Delta h^*$, учитывая, что $\frac{\Delta p}{H} = \frac{\Delta p^*}{H^*}$:

$$\varepsilon^{o} = 1 - \frac{\Delta h^*}{H^*}\frac{\rho}{\rho_T - \rho}. \qquad (11)$$

Расчетное значение порозности взвешенного слоя находят из уравнения (6), решенного относительно **ε**, по известным значениям критериев **Re** и **Ar**:

$$\varepsilon = \left(\frac{18Re + 0,36Re^2}{Ar} \right)^{0,21}. \qquad (12)$$

Сопротивление всего взвешенного слоя Δp^o устанавливают по сопоставлению Δp^* участка I исходя из условия равномерности перепада давления по всей высоте слоя:

$$\Delta p^o = \rho g \Delta h^* \frac{H}{H^*}. \qquad (13)$$

Полученное опытное значение Δp^o должно быть сопоставлено с величиной Δp, найденной по весу зернистого материала, согласно зависимости (2):

$$\Delta p = \frac{M_T g(\rho_T - \rho)}{S \rho_T}. \qquad (14)$$

Результаты измерений и расчетов следует свести в табл. 1 и 2. Исходные данные для расчета M_T = г; T = °С; ν = см^2/с;

Таблица 1

H_H, мм	ε_H	Расход		Критерии		$\bar{w}^0_{ПС} \cdot 10^2$, м/с	$\bar{w}_{ПС} \cdot 10^2$, м/с
		показания РС-5	$\dot{V}$, см^3/с	Ar	$Re_{ПС}$		

Таблица 2

№ п/п	**H**, мм	Δh^*, мм	Расход		$\bar{w}^o \cdot 10^2$ м/с	**Re**	**ε**		Δp, Па	Δp^o, Па
			показания **РС-7**	$\dot{V}$, см^3/с			расч.	опыт.		
1										
2										

Контрольные вопросы

1. При каких условиях неподвижный зернистый слой переходит во взвешенное состояние?
2. Чему равно гидравлическое сопротивление взвешенного слоя?
3. Как изменяется сопротивление взвешенного слоя с увеличением скорости потока жидкости?
4. Какие параметры и факторы влияют на величину скорости псевдоожижения?
5. Как рассчитываются значения скорости псевдоожижения и порозности взвешенного слоя?
6. Как экспериментально определяется величина сопротивления взвешенного слоя?
7. Что называется порозностью слоя и в каких численных пределах она может изменяться для взвешенного слоя?
8. В чем заключается смысл формулы (13)?
9. Что выражает уравнение (6) гидродинамики взвешенного слоя?

РАБОТА 11

ИЗУЧЕНИЕ ГИДРОДИНАМИКИ ЗЕРНИСТОГО СЛОЯ

Доц. В.П.Костромин

Движение восходящего потока газа или жидкости через слой зернистого материала относится к смешанной задаче гидродинамики.

При малых скоростях потока слой соприкасающихся друг с другом частиц остается неподвижным, так как газ или жидкость проходит по межзерновым каналам и пустотам. Такое движение газа (жидкости) называется фильтрацией. При этом часть напора расходуется на преодоление трения о поверхность твердых частиц, а также о стенки аппарата. Обычно трение о стенки аппарата пренебрежимо мало (если диаметр аппарата достаточно велик по сравнению с размером частиц),

и гидравлическое сопротивление слоя не превышает веса твердых частиц, приходящихся на единицу площади решетки, поддерживающей слой.

С увеличением скорости потока при достижении критической скорости промежутки между частицами увеличиваются. Частицы приходят в движение и перемешиваются газом или жидкостью, образуется смесь (взвесь), называемая взвешенным слоем.

Взвешенный слой также часто называют псевдоожиженным, так как множество мелких твердых частиц в результате непрерывного перемешивания в восходящем потоке газа приходит в подвижное состояние, по свойствам напоминающее кипящую жидкость.

При восходящем потоке газа или жидкости через слой зернистого материала могут наблюдаться следующие режимы:

1. при скоростях потока частицы слоя неподвижны до некоторой критической скорости потока $\mathbf{w_{кр}}$ (режим фильтрации);
2. при скорости большей, чем $\mathbf{w_{кр}}$, зернистый слой приобретает текучесть (режим псевдоожижения);
3. при достижении второй критической скорости режим уноса или пневмотранспорта.

Рассмотрим более подробно движение потока газа через неподвижный зернистый слой. При движении газа через зернистый слой, когда поток полностью заполняет свободное пространство внутри каналов неправильной формы между частицами, расчет гидравлического сопротивления слоя может быть произведен по зависимости, аналогичной по виду уравнению для определения потери давления на трение в трубопроводах:

$$\Delta \mathbf{p} = \lambda_{\Gamma} \cdot \frac{\ell}{\mathbf{d}_э} \cdot \frac{\boldsymbol{\rho} \cdot \bar{\mathbf{w}}^2}{\mathbf{2}} . \qquad (1)$$

Однако коэффициент $\boldsymbol{\lambda_{\Gamma}}$ в этом уравнении отражает не только влияние сопротивления трения, но и влияние дополнительных местных сопротивлений, возникающих при движении газа по искривленным каналам в зернистом слое. Таким образом, $\boldsymbol{\lambda_{\Gamma}}$ в уравнении является общим коэффициентом сопротивления. Зернистый слой характеризуется размером его частиц, а также удельной поверхностью **a** и долей свободного объема $\boldsymbol{\varepsilon}$. Все эти характеристики определяются по следующим зависимостям:

Доля свободного объема, или порозность слоя:

$$\varepsilon = \frac{V - V_0}{V}, \qquad (2)$$

где **V** - общий объем, занимаемый зернистым слоем, м^3. $\mathbf{V_0}$ – объем, занимаемый самими частицами, образующими зернистый слой, м^3.

Удельная поверхность **a**, м^2/м^3:

$$a = \frac{6(1 - \varepsilon)}{\Phi \cdot d}, \qquad (3)$$

где **d** – диаметр частицы, м; **Ф** - фактор формы частицы (для шарообразных частиц **Ф=1**).

Эквивалентный диаметр каналов в зернистом слое выражается уравнением

$$d_э = \frac{4\varepsilon}{a}. \qquad (4)$$

В уравнение (1) входит действительная скорость газа в каналах слоя которую очень трудно найти. Поэтому ее выражают через скорость, условно отнесенную к полному сечению слоя или всего аппарата. Эта скорость, называемая фиктивной скоростью $\bar{w}_0$, равна отношению объемного расхода газа $\dot{V}$ **м^3/сек** ко всей площади поперечного сечения слоя **S**:

$$\bar{w}_0 = \frac{\dot{V}}{S}. \qquad (5)$$

Зависимость между фиктивной скоростью $\bar{w}_0$ и действительной скоростью газа $\bar{w}$ выражается соотношением

$$\bar{w} = \frac{\bar{w}_0}{\varepsilon}. \qquad (6)$$

На самом деле $\bar{w}$ меньше скорости газа в реальных каналах, причем тем в большей степени, чем больше коэффициент кривизны канала $\alpha_к$. Но это различие не оказывает существенного влияния на вид расчетной зависимости для определения гидравлического сопротивления. Поэтому в уравнение (1) подставляют $\bar{w} = \frac{\bar{w}_0}{\varepsilon}$, а вместо длины канала берут высоту слоя $\mathbf{h_0}$. Тогда для гидравлического сопротивления получим

$$\Delta p = \lambda_{\Gamma} \frac{\rho_{\Gamma} \left(\frac{\bar{w}_0}{\varepsilon} \right)^2 h_0}{2 \left[\frac{2\Phi\varepsilon d}{3(1-\varepsilon)} \right]}, \qquad (7)$$

окончательно

$$\Delta p = \frac{3(1-\varepsilon)}{2\varepsilon^3 \Phi} \cdot \lambda_{\Gamma} \frac{h_0}{d} \cdot \frac{\rho_{\Gamma} \bar{w}_0^2}{2}. \qquad (8)$$

Состояние и условия существования взвешенного слоя зависят от скорости восходящего потока газа или жидкости, а также от физических свойств системы – плотности, вязкости среды, размеров и плотности частиц и др.

На рис.1 показаны различные состояния слоя зернистого материала в зависимости от фиктивной скорости газового или жидкостного потока, проходящего через слой.

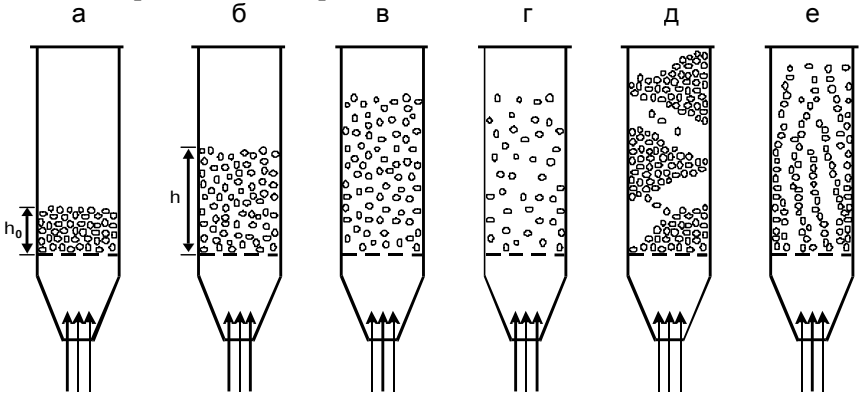


Рис.1. Взвешенный слой при различных скоростях газового потока. а – неподвижный слой (режим фильтрации газа); б – однородный псевдоожиженный слой (при сравнительно низких скоростях газа получается взвешенный слой с равномерным распределением твердой фазы); в – неоднородный псевдоожиженный слой; г – унос твердых частиц; д – взвешенный слой с поршнеобразованием; е – взвешенный слой с каналообразованием

Условием перехода неподвижного слоя твердых частиц во взвешенное состояние является равенство давления со стороны среды

и веса слоя, приходящегося на единицу площади его поперечного сечения. На рис.2 показано изменение сопротивления слоя зернистого материала в зависимости от фиктивной скорости газового или жидкостного потока, проходящего через слой снизу вверх.

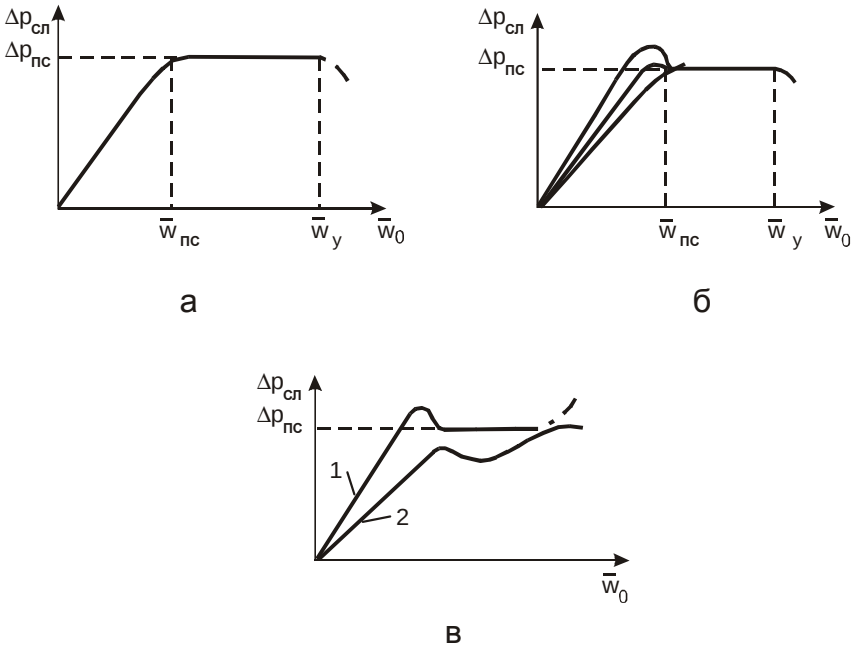


Рис.2 График зависимости $\Delta p_{сл}$ от фиктивной скорости w_0 газового или жидкостного потока, проходящего через слой:
а – кривая идеального псевдоожижения; б – реальные кривые псевдоожижения; в – кривая псевдоожижения для слоя с поршнеобразованием (кривая 1) и с каналообразованием (кривая 2) $\mathbf{\Delta p_{пс}}$ – сопротивление псевдоожиженного слоя, $\bar{\mathbf{w}}_{\mathbf{пс}}$ – скорость начала псевдоожижения, $\bar{\mathbf{w}}_{\mathbf{у}}$ – скорость уноса

При увеличении скорости потока $\bar{\mathbf{w}}_{\mathbf{0}}$ газа или жидкости происходит расширение взвешенного слоя. Высота взвешенного слоя **h** связана с высотой неподвижного слоя $\mathbf{h_0}$ соотношением

$$h = \frac{1 - \varepsilon_0}{1 - \varepsilon} \cdot h_0 , \qquad (9)$$

где ε_0 – порозность неподвижного, а ε - порозность взвешенного слоя.

Обычно в момент начала образования взвешенного слоя порозность приближенно равна своему минимальному значению при свободной засыпке слоя (ε_0 для шарообразных частиц принимается равной 0,4 как среднее в пределах 0,35÷0,5).

Гидродинамическое сопротивление неподвижного слоя зернистого материала существенно зависит от скорости потока w_0. Однако при переходе во взвешенное состояние сопротивление слоя становится практически постоянным:

$$\Delta p_{СЛ} = \Delta p_{ПС} = \frac{G_{СЛ}}{S} = const , \qquad (10)$$

где $G_{сл}$ – вес материала в слое.

С учетом архимедовых сил, действующих в слое на частицы, последнее выражение можно представить в виде

$$\Delta p_{ПС} = (\rho_ч - \rho_C) g (1 - \varepsilon) h = (\rho_ч - \rho_C) g (1 - \varepsilon_0) h_0 \qquad (11)$$

Если среда - газ, то $\rho_ч >> \rho_c$, тогда

$$\Delta p_{ПС} = \rho_ч \cdot g (1 - \varepsilon) h = \rho_ч \cdot g (1 - \varepsilon_0) h_0 , \qquad (12)$$

Цель работы: 1) изучение зависимости сопротивления слоя зернистого материала от скорости воздуха;

2) сравнение расчетных и экспериментальных значений критической скорости и сопротивления, а также порозности взвешенного слоя.

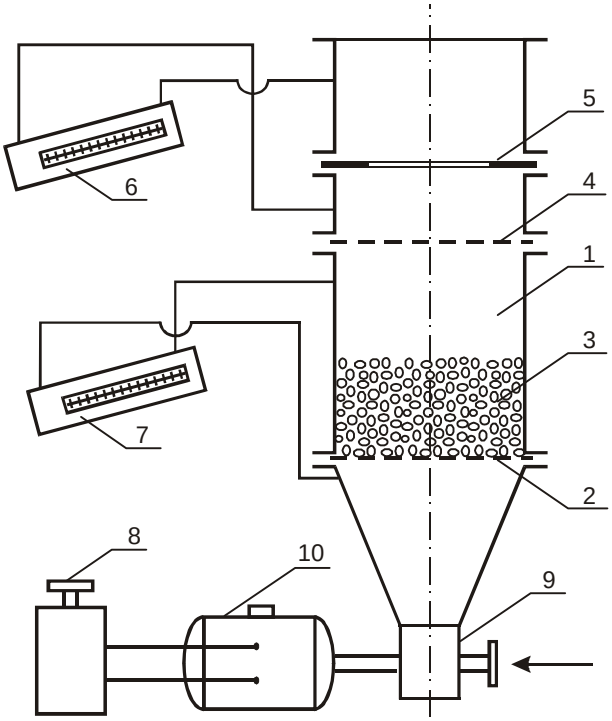


Рис.3. Схема экспериментальной установки:
1 - корпус; 2 - нижняя сетка; 3 - слой частиц; 4 - верхняя сетка; 5 - диафрагма; 6 - дифманометр диафрагмы; 7 - дифманометр; 8 - ЛАТР; 9 - вентилятор; 10 - электродвигатель

Описание установки

Установка состоит из смонтированной на стенде прозрачной колонны диаметром 75 мм (рис. 3). В колонне на нижней сетке находится слой экспериментальных частиц. Воздух, подаваемый вентилятором, направляется под нижнюю сетку, проходит через слой частиц и выбрасывается в атмосферу. Верхняя сетка препятствует уносу частиц из аппарата. Расход воздуха определяется при помощи диафрагмы, смонтированной над верхней сеткой, и дифманометра 6. Регулирова-

ние расхода воздуха осуществляется при помощи регулятора напряжения (ЛАТРа), меняющего обороты электродвигателя.

Справочный материал к расчетам

d – 0,006 м – диаметр шарообразной частицы; $\rho_{возд}$ = 1,29 кг/м^3 – плотность воздуха; $\mu_{возд} = 1{,}8 \cdot 10^{-5}$ Па с – вязкость воздуха; $\rho_{тв} = 1{,}46 \cdot 10^3$ кг/м^3 – плотность частицы.

Порядок проведения работы

Перед началом проведения работы проверяют установку нуля наклонных дифманометров. Плавно регулируя при помощи ЛАТРа обороты электродвигателя вентилятора, устанавливают ориентировочно область начала псевдоожижения. Для построения кривой зависимости $\Delta p_{сл}$-w_0 измеряют сопротивление слоя $\Delta p_{сл}$ при помощи дифманометра. Замер показаний дифманометров 6 и 7, а также высоты слоя $h_{сл}$ производить в 10 – 12 точках для каждой области кривой $\Delta p_{сл}$ -w_0, чаще в области перегибов. Результаты измерения заносят в отчетную таблицу.

№ п/п	Δp диафрагмы, мм вод. ст.	$\dot{V}$, м^3/с	$\bar{w}_0$, м /с	$\bar{w}_{0\,кр}$, м/с		$\Delta p_{сл}$, Па		$h_{сл}$, м	ε	
				эксп.	расч.	эксп.	расч.		расч.	эксп.

Объемный расход воздуха $\dot{V}$ определяют по тарировочному графику, расположенному на панели стенда, в зависимости от показаний дифманометра 6.

Предложен ряд зависимостей для определения коэффициента сопротивления $\lambda_Г$ при различных режимах движения газа через неподвижный слой. Все эти уравнения получены обобщением опытных данных различных исследователей и дают более или менее согласую-

щиеся между собой результаты. Для всех режимов движения применимо обобщенное уравнение:

$$\lambda_{\Gamma} = \frac{133}{Re} + 2,34. \qquad (13)$$

Критерий **Re** в данном случае при подстановке действительной скорости $\bar{w}$ и эквивалентного диаметра $d_{Э}$ можно записать в виде

$$Re = \frac{\bar{w} \cdot d_{Э} \cdot \rho_{\Gamma}}{\mu_{\Gamma}} = \frac{4\bar{w}_0 \cdot \varepsilon \cdot \rho_{\Gamma}}{\varepsilon \cdot a \cdot \mu_{\Gamma}} = \frac{4\bar{w}_0 \cdot \rho_{\Gamma}}{a \cdot \mu_{\Gamma}}. \qquad (14)$$

При расчетах взвешенного слоя обычно определяют скорость начала псевдоожижения, для вычисления которой по известным свойствам системы предложен ряд зависимостей. Например, для слоя монодисперсных шарообразных частиц при порозности слоя $\varepsilon_0 = 0,4$ ее можно определить по зависимости

$$Re^{0}_{KP} = \frac{Ar}{1400 + 5,22\sqrt{Ar}}, \qquad (15)$$

где $Ar = \frac{d_{ч}^3(\rho_{ч} - \rho_{\Gamma})g}{\nu_{\Gamma}^2 \cdot \rho_{\Gamma}}$ (16) – критерий Архимеда; $Re^0 = \frac{\bar{w}_0 \cdot d_{ч}}{\nu_{\Gamma}}$ (17) – модифицированный критерий Рейнольдса, записанный через фиктивную скорость; $d_{ч}$ – диаметр частицы, м; $\rho_{ч}$ – плотность твердой частицы, кг/м ^{3}; $\nu_{Г}$ - кинематический коэффициент вязкости среды (газа), м^2/с; w_0 – фиктивная скорость потока, отнесенная к полному сечению аппарата, м/с; ρ_{Γ} – плотность среды, кг/м^3; g – ускорение свободного падения м/с^2.

Так как для газов $\rho_{с} << \rho_{ч}$, можно записать

$$Ar = \frac{d^3 \cdot \rho_{ч} \cdot g}{\nu_{\Gamma}^2 \cdot \rho_{\Gamma}}. \qquad (18)$$

Расчет скорости, необходимой для достижения заданного расширения взвешенного слоя **h**, можно проводить по обобщенной формуле:

$$\mathbf{Re_0} = \frac{\mathbf{Ar} \cdot \boldsymbol{\varepsilon}^{4,75}}{\mathbf{18 + 0,61}\sqrt{\mathbf{Ar} \cdot \boldsymbol{\varepsilon}^{4,75}}}. \qquad (19)$$

Для приближенных расчетов удобно пользоваться зависимостью **Ly=f(Ar,ε)**, где **Ly** - критерий Лященко.

$$\mathbf{Ly} = \frac{\mathbf{Re_0^3}}{\mathbf{Ar}} = \frac{\bar{\mathbf{w}}_0^3 \cdot \boldsymbol{\rho}_ч^2}{\boldsymbol{\mu}_Г(\boldsymbol{\rho}_ч - \boldsymbol{\rho}_Г)}, \qquad (20)$$

где $\boldsymbol{\mu}_Г$ – коэффициент динамической вязкости среды, Па · с.

На рис.4 в логарифмических координатах представлена зависимость **Ly = f(Ar)** при разных значениях ε [17]. Этот график дает возможность найти любую из трех величин: $\bar{\mathbf{w}}_0$ $\mathbf{d_ч}$, **ε,** если известны две из них, и физические свойства системы: $\boldsymbol{\rho}_ч$, $\boldsymbol{\rho}_c$, $\boldsymbol{\mu}_c$. С помощью этого рисунка (с погрешностью ±20%) можно определить: фиктивную скорость газового потока $\bar{\mathbf{w}}_0$, которая необходима для образования взвешенного слоя из частиц диаметра $\mathbf{d_ч}$ при заданной порозности **ε**; минимальный диаметр частиц $\mathbf{d_ч}$, переходящих во взвешенное состояние при заданной скорости газового потока.

Обработка опытных данных

1. По соотношению (5) определить фиктивные скорости газа $\bar{\mathbf{w}}_0$ для всех опытов.

2. Найти расчетное значение $\bar{\mathbf{w}}_{кр}^{расч.}$, используя последовательно соотношения (18), (15) и (17).

3. Найти расчетное гидравлическое сопротивление неподвижного слоя по соотношениям (3), (14), (13), (8), считая частицы шарообразными (Ф=1), а псевдоожиженного по (12).

4. Определить экспериментальные значения порозности псевдоожиженного слоя из (9), а расчетные - по графической зависимости (рис.4), предварительно определив **Ly** по (20) и **Ar** по (18).

5. На основании данных отчетной таблицы построить график зависимости $\Delta\mathbf{p}_{сл}^{эксп}$ - $\bar{\mathbf{w}}_0$, по которому определить экспериментальное значение критической скорости $\bar{\mathbf{w}}_{кр}^{эксп}$, соответствующее началу псевдоожижения.

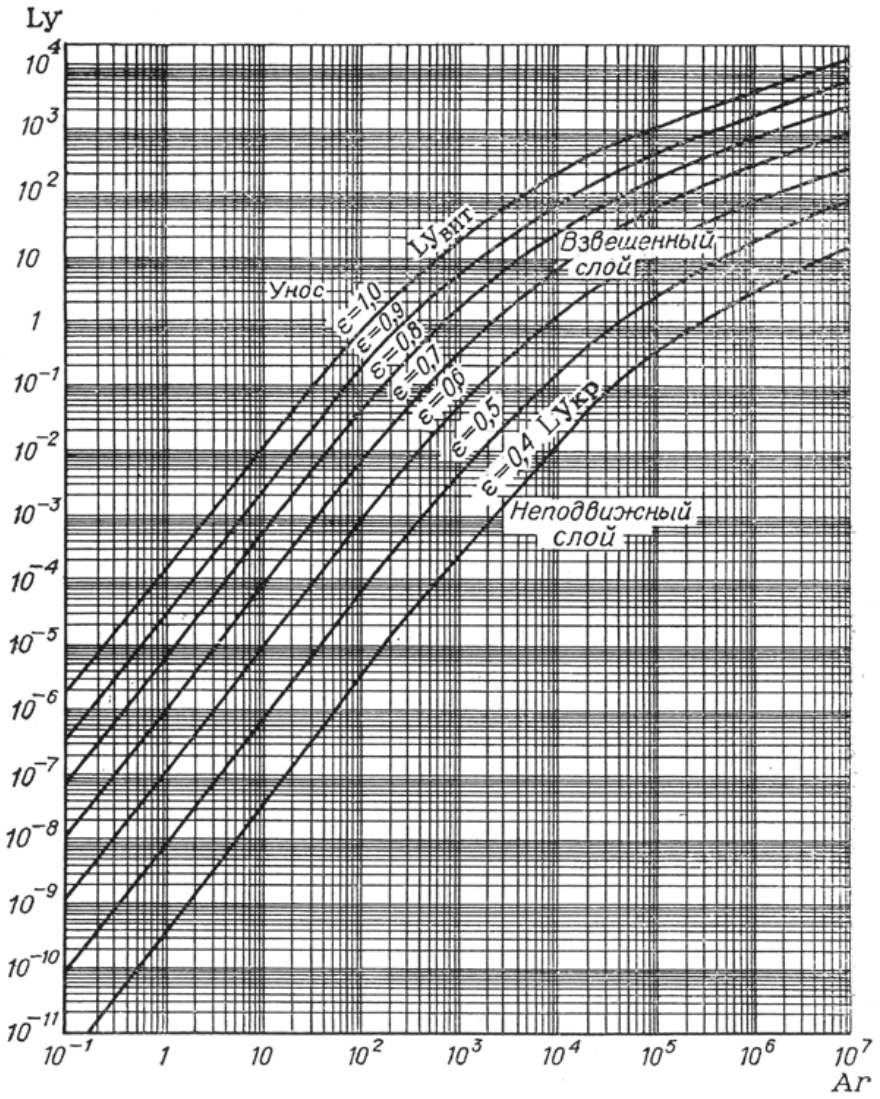


Рис. 4. Зависимость критерия Ly от критерия Ar

Контрольные вопросы

1. При каких условиях неподвижный зернистый слой переходит во взвешенное состояние?
2. Чему равно сопротивление взвешенного слоя?
3. Как рассчитать скорость псевдоожижения и порозность взвешенного слоя?
4. Как определить экспериментально критическую скорость и сопротивление слоя зернистого материала?

РАБОТА 12

ОПРЕДЕЛЕНИЕ МОЩНОСТИ, ПОТРЕБЛЯЕМОЙ НА МЕХАНИЧЕСКОЕ ПЕРЕМЕШИВАНИЕ

Проф. Н.Х.Зиннатуллин

Перемешивание в жидкой среде широко применяется в химической технологии для проведения гидромеханических (эмульгирование, суспензирование, диспергирование и гомогенизация растворов), массообменных (растворение, экстракция, кристаллизация и абсорбция) и тепловых (нагревание, охлаждение и выпаривание) процессов.

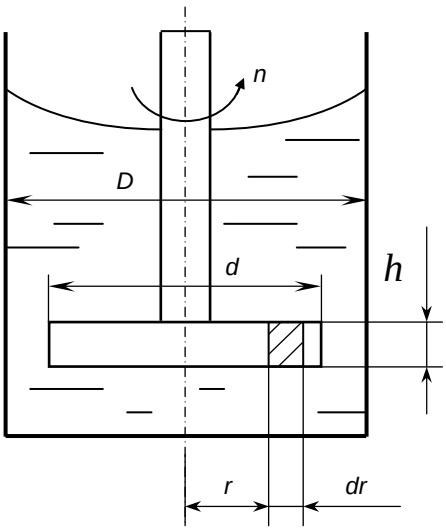


Рис.1. Механическая мешалка

В случае гомогенизации, приготовления суспензий, эмульсий целью перемешивания является выравнивание концентрационных неоднородностей в объеме аппарата.

Интенсификация тепло- и массообменных процессов достигается улучшением условий для подвода вещества к границе раз-

дела фаз или к поверхности теплообмена.

Наибольшее распространение в химической промышленности получило механическое перемешивание с помощью мешалок различных конструкций. Мешалкам сообщается вращательное движение.

Следовательно, процесс перемешивания механическими мешалками сводится к внешней задаче гидравлики – обтеканию тел потоком жидкости (рис.1).

Энергия затрачивается на преодоление сил трения лопастей мешалки о жидкость. Сила сопротивления элементарной площадки $\mathbf{dF = dr \cdot h}$ определяется следующим образом:

$$\mathbf{dP = \zeta dF \frac{\rho w^2}{2}}, \qquad (1)$$

где $\boldsymbol{\zeta}$ – коэффициент лобового сопротивления, $\boldsymbol{\rho}$ – плотность среды. Скорость лопатки находится по зависимости

$$\mathbf{w = 2\pi nr}, \qquad (2)$$

где **n** – число оборотов мешалки.

Соответствующая мощность определяется по формуле

$$\mathbf{dN = w\,dP}. \qquad (3)$$

Полную мощность, потребляемую мешалкой, можно найти интегрированием зависимости (3) от **0** до **d/2**:

$$\mathbf{N = 2\int_0^{d/2} \zeta h \frac{\rho w^2}{2} dr = K_N \rho n^3 d^5}, \qquad (4)$$

где $\mathbf{К_N}$ – критерий мощности. Критерий $\mathbf{К_N}$, как и $\boldsymbol{\zeta}$, является функцией от числа Рейнольдса, которое определяется из зависимости

$$\mathbf{Re_м = \frac{\rho n d^2}{\mu}}. \qquad (5)$$

Для геометрически подобных мешалок и аппаратов величина критерия $\mathbf{К_N}$ и, следовательно, мощность, затрачиваемая на перемешивание, зависит только от величины критерия Рейнольдса $\mathbf{Re_м}$. На основе многочисленных экспериментальных данных для основных типов нормализованных перемешивающих устройств построены зависимости $\mathbf{Re_м – K_N}$.

Цель работы: 1) изучение основных конструктивных элементов мешалки; 2) экспериментальное определение мощности на перемеши-

вание для рамной и трехлопастной мешалок; 3) построение для рамной мешалки экспериментального графика зависимости $\mathbf{lg\,K_N}$ – $\mathbf{lg\,Re_M}$; 4) сравнение для трехлопастной мешалки опытных значений мощности с расчетными.

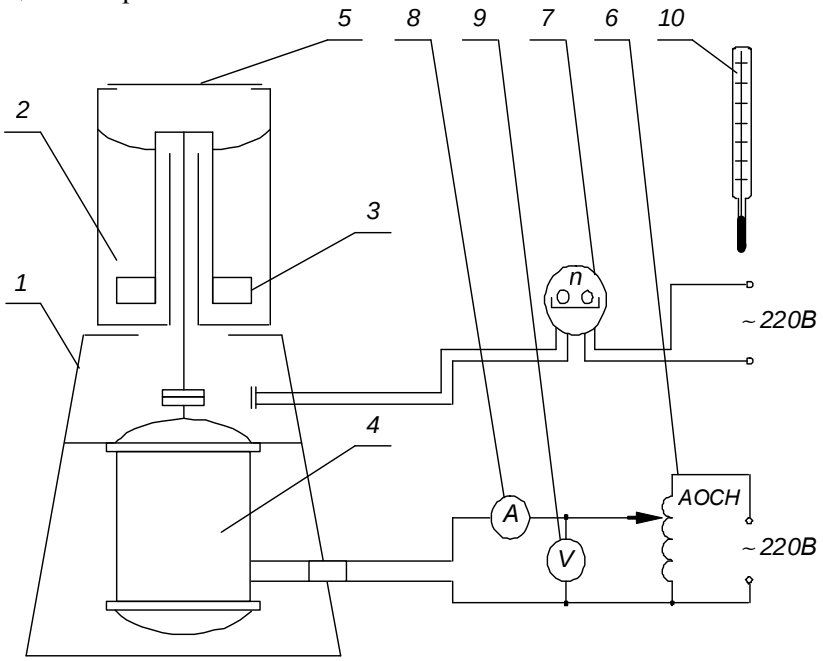


Рис. 2. Схема установки

1 – основание, 2 – бачок, 3 – мешалка, 4 – электродвигатель, 5 – крышка, 6 – автотрансформатор, 7 – тахометр, 8 – амперметр, 9 – вольтметр, 10 – термометр

Описание установки

Мешалки типа ЛМ (рис. 2) состоят из пластмассового основания 1, на котором установлен бачок 2 с вращающимися перемешивающими устройствами 3. На одной из мешалок перемешивающее устройство рамного типа с отражательными перегородками, на другой – трехлопастного типа. Привод осуществляется от электродвигателя 4, закрепленного внутри основания. Сверху бачок закрывается крышкой 5.

Мешалка включается в электросеть через автотрансформатор 6, регулировкой которого достигается необходимая скорость вращения.

Число оборотов мешалки измеряется при помощи электронного тахометра 7, а мощность – амперметром 8 и вольтметром 9, температура жидкости в бачках – термометром 10.

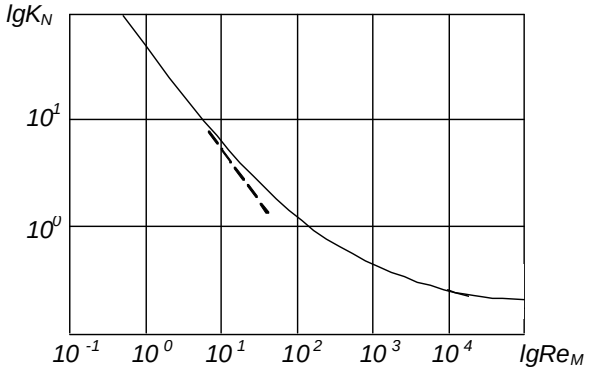


Рис. 3. Зависимость $\mathbf{lgK_N - lgRe_M}$ для трехлопастной мешалки

Порядок проведения опытов

Перед включением мешалки в сеть проверяют наличие в баке 2 перемешиваемой массы, закрывают крышку 5 и устанавливают рукоятку автотрансформатора 6 на нуль. Затем, включив мешалку и увеличивая напряжение, необходимо добиться нужных оборотов. На каждой мешалке проводится четыре эксперимента при различных оборотах перемешивающего устройства. При каждом эксперименте измеряются потребляемая мощность и число оборотов.

После проведения измерений мешалку выключают. Температуру перемешиваемой массы измеряют до или после экспериментов при выключенной мешалке.

Обработка результатов опытов

Значения ρ, **d** являются заданными, а μ определяют по измеренной температуре **T**, °C. Значения $\mathbf{Re_M}$ определяются по формуле (5). Для рамной мешалки $\mathbf{K_N}$ – искомая функция, определяемая по формуле (4) при $\mathbf{N=N_{ЭКС}}$. Для трехлопастной мешалки зависимость $\mathbf{lg\,K_N}$ –

$\mathbf{lg\ Re_M}$ известна и представлена на рис. 3. Расчетное значение мощности трехлопастной мешалки по известному $\mathbf{K_N}$ определяется по формуле (4). Экспериментальное значение мощности, потребляемой мешалкой, вычисляется с учетом КПД электродвигателя $\boldsymbol{\eta_{дв}}$:

$$\mathbf{N_{экс}} = \frac{\mathbf{U\,I\cos\varphi}}{\mathbf{1000}}\boldsymbol{\eta_{дв}}, \qquad (6)$$

где **U** – напряжение, В; **I** – сила тока, А; $\mathbf{cos\varphi}$ – коэффициент мощности. При расчетах принять $\boldsymbol{\eta_{дв}}$ =0,8; $\mathbf{cos\varphi}$ =0,85.

Результаты измерений и расчетов сводятся в таблицу:

Вид мешалки	Жидкость	**T**, °C	**ρ**, кг/м^3	**μ**, Нс/м^2	**d**·10^2, м	№ п/п	Опыт. значения				Расчет. значения				
							n, об/мин	**U**, В	**I**, А	**N**$_{Экс}$, кВт	**Re**$_M$	**lg Re**$_M$	**K**$_N$	**lg K**$_N$	**N**, кВт
Рамная						1									
						2									
						3									
						4									
Трехло-пастная						1									
						2									
						3									
						4									

Контрольные вопросы

1. Для чего предназначен процесс перемешивания?
2. Основные типы мешалок и области их применения.
3. От каких параметров зависит расход энергии при механическом перемешивании?
4. От каких параметров зависит критерий мощности?
5. Почему критерий Рейнольдса имеет вид уравнения (5)?

РАБОТА 13

ИЗУЧЕНИЕ РАБОТЫ ОТКРЫТОГО НУТЧ–ФИЛЬТРА

Доц. Ю.И.Разинов

Фильтрованием называется процесс разделения неоднородных систем при помощи пористых перегородок, которые задерживают одну фазу этих систем и пропускают другую. В данной работе рассматривается процесс разделения суспензий на чистую жидкость (фильтрат) и влажный осадок.

Разделение суспензий, состоящих из жидкости и взвешенных в ней твердых частиц, производится с помощью аппаратов, называемых *фильтрами*. В простейшем случае они представляют собой сосуд, разделенный на две части пористой фильтровальной перегородкой.

Суспензия загружается в аппарат. За счет разности давлений по обе стороны перегородки осуществляется процесс разделения – чистая жидкость проходит через поры перегородки, а твердые частицы задерживаются перегородкой, образуя осадок. При продолжении процесса фильтрования слой осадка растет по высоте, оказывая растущее сопротивление проникновению фильтрата. Таким образом, фильтрование в нутч-фильтре является неустановившимся процессом.

Ход процесса фильтрования в значительной степени зависит от свойств образовавшегося осадка. Осадок может быть *сжимаемым* и *несжимаемым*. Порозность (доля свободного объема) несжимаемых осадков остается постоянной при изменении перепада давлений на фильтрующей перегородке, порозность сжимаемых осадков уменьшается с ростом перепада давлений, при этом процесс фильтрования замедляется.

Успешная работа фильтров во многом зависит от правильного выбора материала фильтрующей перегородки. Фильтрующие перегородки изготовляются из различных хлопчатобумажных, шерстяных тканей; тканей из асбестовых, стеклянных, синтетических волокон. В последнее время стали широко применяться пористые металлические, керамические и металлокерамические фильтрующие перегородки.

Промышленные фильтры отличаются друг от друга режимом работы, способом создания перепада давлений на фильтрующей перегородке, формой фильтрующей перегородки, направлением движения фильтрата, действием силы тяжести.

Интенсивность процесса фильтрования определяется скоростью фильтрования:

$$w_ф = \frac{dV}{F\,dt}, \qquad (1)$$

где **V** – объем фильтрата, м^3; **F** – поверхность фильтрования, м^2; **t** – продолжительность процесса, с.

Опыт показывает, что скорость фильтрования при ламинарном режиме течения фильтрата прямо пропорциональна перепаду давлений и обратно пропорциональна вязкости фильтрата и общему сопротивлению осадка и фильтрующей перегородки (закон Дарси):

$$\frac{dV}{F\,dt} = \frac{\Delta p}{\mu(R_{ОС} + R_{ФП})}, \qquad (2)$$

где **Δp** – перепад давлений на фильтрующей перегородке, Па; **μ** – динамическая вязкость фильтрата, Па*с; $R_{ОС}$ – сопротивление слоя осадка; $R_{ФП}$ – сопротивление фильтрующей перегородки, м$^{-1}$.

Учитывая пропорциональность объемов осадка и фильтрата, выразим их отношение через **x** , тогда толщина слоя осадка на перегородке составит:

$$h_{ОС} = x\frac{V}{F}. \qquad (3)$$

Сопротивление слоя осадка выразится как

$$R_{ОС} = r_{ОС}h_{ОС} = r_{ОС}x\frac{V}{F}, \qquad (4)$$

где $r_{ОС}$ – удельное сопротивление осадка.

Подставив значение $R_{ОС}$ в уравнение (2), получим основное дифференциальное уравнение процесса фильтрования:

$$\frac{dV}{F\,dt} = \frac{\Delta p}{\mu(r_{ОС}x\frac{V}{F} + R_{ФП})}. \qquad (5)$$

Проинтегрируем уравнение (5) для процесса при постоянном перепаде давлений на фильтрующей перегородке. Все величины в этом уравнении постоянны при указанном условии, кроме **V** и **t** (если пренебречь некоторым возможным увеличением $\mathbf{R_{ФП}}$ вследствие проникания в поры перегородки мельчайших твердых частиц). После разделения переменных и интегрирования получим

$$\mathbf{V^2 + 2\frac{R_{ФП}\,F}{r_{OC}\,x}V = 2\frac{\Delta p F^2}{\mu r_{OC}\,x}t}\,. \qquad (6)$$

Уравнение (6) может быть использовано для практических целей, если известны **x**, $\mathbf{r_{OC}}$ и $\mathbf{R_{ФП}}$. Эти величины называют *константами процесса фильтрования*. Определяются они экспериментально при разделении исследуемой суспензии на небольшом лабораторном фильтре при постоянном перепаде давлений. С этой целью преобразуем уравнение (6) к виду

$$\mathbf{\frac{t}{V} = AV + B}\,, \qquad (7)$$

где

$$\mathbf{A = \frac{\mu r_{OC}\,x}{2\Delta p F^2};} \quad \mathbf{B = \frac{\mu R_{ФП}}{\Delta p F}}\,. \qquad (8)$$

При постоянных температуре и перепаде давлений все величины, входящие в выражения **A** и **B**, постоянны. Поэтому уравнение (6) графически изображается в координатных осях $\mathbf{\frac{t}{V} - V}$ прямой линией, наклоненной к оси абсцисс под углом, тангенс которого равен **A**, и отсекающей на оси ординат отрезок **B**.

Цель работы: 1) ознакомление с устройством открытого нутч-фильтра периодического действия и барабанного вакуум-фильтра непрерывного действия (по макету); 2) определение констант уравнения фильтрования в экспериментах по разделению суспензии мел-вода на открытом нутч-фильтре при постоянном перепаде давлений на фильтрующей перегородке; 3) определение производительности нутч-фильтра по фильтрату и влажному осадку.

Описание установки

Установка по изучению работы открытого нутч-фильтра (рис. 1) состоит из фильтра 1, емкости с мешалкой 2 для приготовления суспензии, вакуум-насоса 3, промежуточного резервуара 4, мерника фильтрата 5 и измерительных приборов – вакуумметра 6, секундомера 7 и термометра 8.

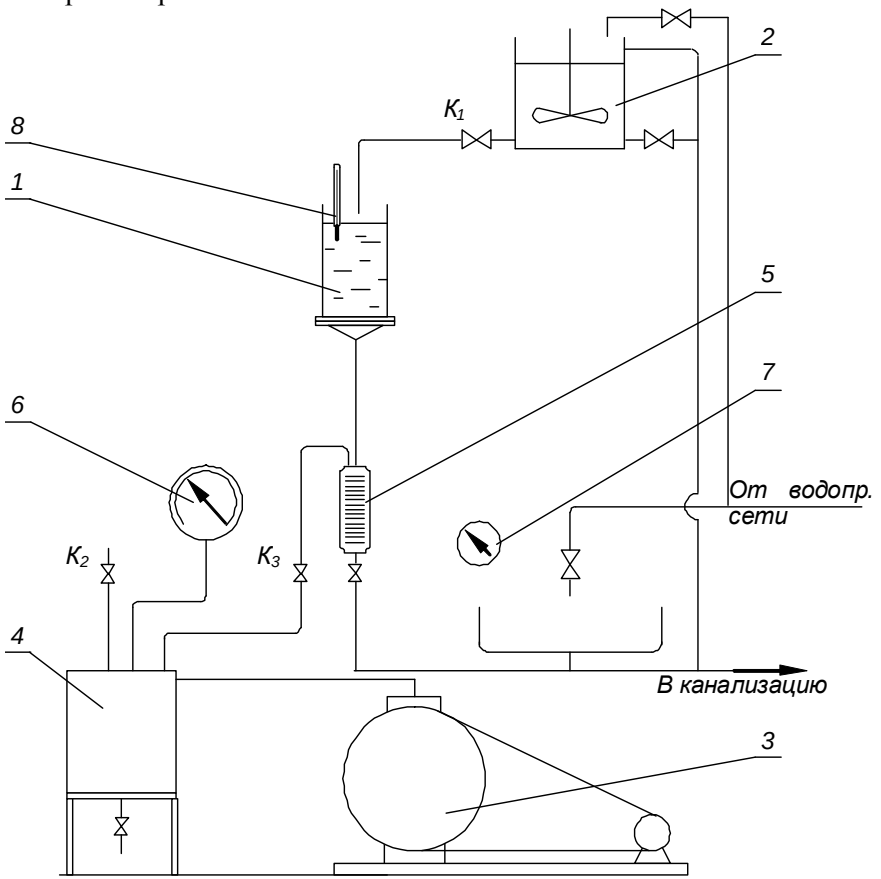


Рис. 1. Схема установки

1 – фильтр, 2 – мешалка, 3 – вакуум-насос, 4 – резервуар, 5 – мерник, 6 – вакуумметр, 7 – секундомер, 8 – термометр

Открытый нутч-фильтр (рис. 2) состоит из основания 1, цилиндрической обечайки 2 диаметром **D** = 80 мм, нажимной гайки 3 с рукоятками, решетки 4, фильтрующей перегородки 5 со стержнем, уплотнительных резиновых прокладок 6.

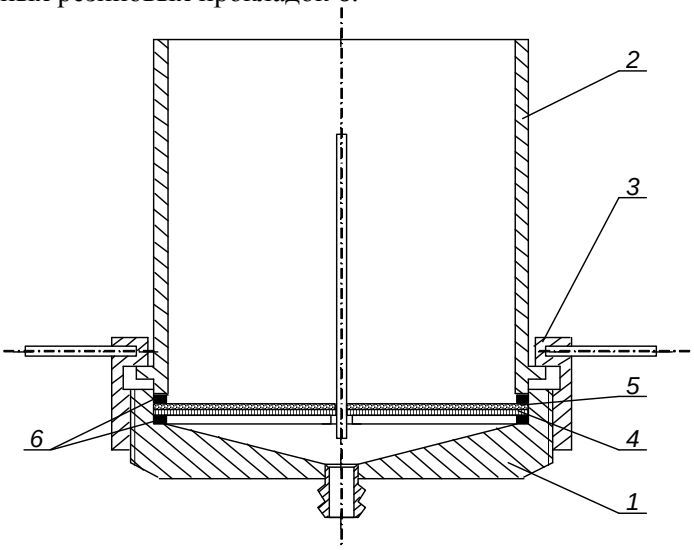


Рис. 2. Открытый нутч–фильтр
1 – основание, 2 – обечайка, 3 – гайка, 4 – решетка, 5 – фильтрующая перегородка, 6 – прокладки

Сборка осуществляется следующим образом: на резиновую прокладку, установленную в основании 1, накладываются решетка 4, фильтрующая перегородка 5 с прокладкой 6 и поджимаются с небольшим усилием нажимной гайкой 3.

Отдельные узлы установки соединены друг с другом трубками из вакуумной резины.

Порядок проведения опытов

В емкость 2 загружается заранее приготовленная суспензия определенной концентрации (по указанию преподавателя) и включается

мешалка. Во время проведения опытов мешалку не выключают во избежание осаждения осадка. Измеряют температуру суспензии.

Включают вакуум-насос и краном $К_2$ устанавливают заданный преподавателем вакуум по вакуумметру 6. Открывают кран $К_1$, суспензия заливается в фильтр 1, под действием перепада давлений начинается фильтрование суспензии. В ходе опыта необходимо следить за постоянством заданного вакуума, при необходимости корректируя его величину краном $К_2$. В результате работы фильтра будет увеличиваться толщина слоя осадка на фильтрующей перегородке, фильтрат будет накапливаться в мернике 5. При достижении объема фильтрата в мернике, равном 50 $см^3$, включается секундомер. В течение опыта несколько раз одновременно фиксируют время фильтрования и соответствующий объем фильтрата (секундомер при этом не выключается). Уровень суспензии в фильтре будет постепенно понижаться. Как только он снизится до уровня контрольной риски на стержне фильтрующей перегородки 5, открывают кран $К_1$ таким образом, чтобы в фильтре 1 поддерживался постоянный уровень суспензии. Поскольку скорость фильтрования и расход фильтрата будут уменьшаться со временем, кран $К_1$ в течение опыта нужно постепенно прикрывать. При достижении определенного уровня фильтрата в мернике 5 кран $К_1$ закрывают.

Когда фильтрование закончится (поверхность осадка потеряет влажный блеск), опыт прекращают. Секундомер останавливают и записывают время, объем фильтрата и высоту слоя осадка на фильтре. Высота слоя осадка измеряется металлической линейкой, которую торцевой частью вводят в слой осадка до упора в фильтрующую перегородку.

Фильтрат из мерника удаляется в канализацию. Фильтр разбирают, отвертывая нажимную гайку, и переносят решетку с фильтрующей перегородкой, поддерживая ее за стержень, вместе с обечайкой фильтра в раковину. Осадок удаляют и собирают в специальный бачок, фильтрующую перегородку промывают под струей воды. Затем фильтр собирают и повторяют опыт, проводя его при другом значении вакуума.

После окончания опытов выключают вакуум-насос, сливают фильтрат из мерника, промывают емкость 2, выключают мешалку. Разбирают и промывают фильтр. Проводят его сборку.

Обработка результатов опытов

Константа **x** определяется из зависимости (3). По данным опытов строят графики $\frac{\mathbf{t}}{\mathbf{V}} = \mathbf{f(V)}$. По графикам находят значения **A** и **B** в уравнении (7), после чего вычисляют константы $\mathbf{r_{ОС}}$ и $\mathbf{R_{ФП}}$ из выражения (8). Динамическую вязкость фильтрата при температуре опыта вычисляют, используя данные по кинематической вязкости. Поверхность фильтрования вычисляют по внутреннему диаметру обечайки фильтра.

Средняя часовая производительность фильтра по фильтрату и влажному осадку определяется по уравнениям:

$$\dot{\mathbf{V}} = \frac{\mathbf{V\,3600}}{\mathbf{t}}, \qquad (9)$$

$$\dot{\mathbf{V}}_{\mathbf{ОС}} = \frac{\mathbf{V_{ОС}\,3600}}{\mathbf{t}}, \qquad (10)$$

где **V** – общий объем фильтра, собранного за время опыта; $\mathbf{V_{ОС}}$ – объем осадка; **t** – общая продолжительность опыта.

Результаты измерений и расчетов необходимо занести в таблицу:

№ опыта	№ измерений	Измеренные величины					Вычисленные величины				
		T, °C	**Δp**, кгс/см^2	**V**, см^3	**t**, с	$\mathbf{h_{ОС}}$, мм	**x**	$\mathbf{r_{ОС}}$, см$^{-2}$	$\mathbf{R_{ФП}}$, см$^{-1}$	$\dot{\mathbf{V}}$, м^3/ч	$\dot{\mathbf{V}}_{\mathbf{ОС}}$, м^3/ч

Контрольные вопросы

1. Что является движущей силой процесса фильтрования?

2. Какие виды осадков существуют?
3. Что понимается под скоростью фильтрования?
4. Как изменяется с течением времени сопротивление слоя осадка?
5. Почему движение фильтрата через слой осадка в нутч-фильтре является неустановившимся?
6. Какие условия влияют на выбор фильтрующих перегородок и из каких материалов они изготовляются?
7. Какие величины называют константами уравнения фильтрования и как их определяют?
8. Как влияет осаждение частиц на процесс фильтрования суспензий?

РАБОТА 14

ИСПЫТАНИЕ ЦЕНТРОБЕЖНОГО НАСОСА

Проф. Н.Х.Зиннатуллин, доц. И.М.Нафиков

В центробежном насосе (рис.1) передача энергии от электродвигателя потоку жидкости осуществляется при помощи колеса с профилированными лопатками. При вращении рабочего колеса насоса жидкость, заполняющая пространство между лопатками, также приводится во вращение. Под влиянием центробежных сил, развивающихся при этом, жидкость перемещается к периферии колеса и выбрасывается в канал, окружающий колесо. Одновременно на входе в рабочее колесо давление понижается (становится ниже атмосферного). Под действием образовавшегося перепада давлений (атмосферного, действующего на свободную поверхность питательного бака, и давления в центре рабочего колеса) жидкость непрерывно всасывается насосом. Так как окружная скорость на периферии колеса больше, чем у входа на лопатки, абсолютная скорость жидкости на выходе с лопатки становится больше, чем на входе. Таким образом, жидкость, пройдя через рабочее колесо, получает приращение энергии.

В дальнейшем кинетическая энергия, полученная жидкостью, преобразуется в потенциальную (энергию давления) в спиральной камере (улитке) насоса, поперечное сечение которой постепенно увеличивается к выходному патрубку. При этом скорость жидкости снижается, и кинетическая энергия потока частично преобразуется в энергию давления.

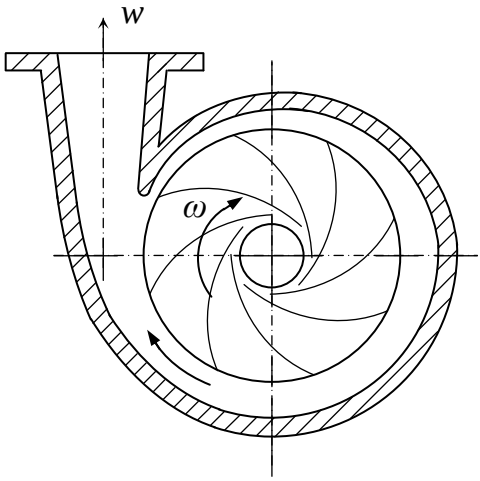


Рис. 1. Схема центробежного насоса

Центробежные насосы перед пуском необходимо заливать перекачиваемой жидкостью. Для того чтобы жидкость могла удерживаться в насосе, на нижнем конце всасывающей трубы, спускаемой в питательный бак или водоём, устанавливают приёмный (обратный) клапан с сеткой-фильтром. Приёмный клапан пропускает жидкость только в одном направлении - к насосу.

При одном и том же числе оборотов центробежный насос может иметь различные значения напора H и производительности $\dot{\mathbf{V}}$ в зависимости от сопротивления сети. Напор и производительность – это основные параметры насоса. *Напор насоса* – приращение полной удельной энергии жидкости внутри насоса. *Объёмная производительность насоса* – объём жидкости, перекачиваемый насосом в линию нагнетания в единицу времени. Установление зависимости между напором и производительностью $\mathbf{H = f_1(\dot{V})}$ при постоянном числе оборотов имеет большое практическое значение, поскольку сеть, по которой насос перекачивает жидкость, может иметь различное сопротивление. Указанная зависимость обычно получается опытным путем и называется главной характеристикой насоса.

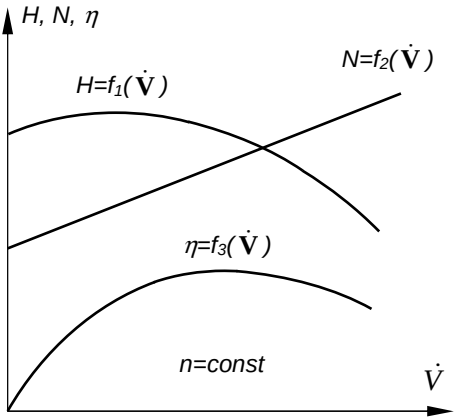


Рис. 2. Рабочие характеристики центробежного насоса

Характеристики мощности $\mathbf{N = f_2(\dot{V})}$ и полного КПД $\boldsymbol{\eta} \mathbf{= f_3(\dot{V})}$, также получаемые при испытании насоса, дают ясное представление о взаимной зависимости всех рабочих параметров насоса при данном числе оборотов. Характе-ристики насосов широко используются при изучении работы центробежных насосов и при проектировании гидрав-лических установок.

С увеличением подачи $\dot{\mathbf{V}}$ потребляемая насосом мощность N непрерывно возрастает. При закрытой задвижке ($\dot{\mathbf{V}} \mathbf{= 0}$) насос потребляет минимальную мощность, которая расходуется лишь на преодоление трения в подшипниках и сальниках, а также на перемешивание жидкости рабочим колесом в корпусе насоса. Во избежание перегрузки электродвигателя необходимо пускать центробежный насос при закрытой задвижке на нагнетательной линии.

При изменении числа оборотов центробежного насоса от n_1 до n_2 его подача, напор и потребляемая мощность также изменяются в соответствии с законом пропорциональности:

$$\frac{\dot{\mathbf{V}}_1}{\dot{\mathbf{V}}_2} = \frac{\mathbf{n}_1}{\mathbf{n}_2}; \quad \frac{\mathbf{H}_1}{\mathbf{H}_2} = \left(\frac{\mathbf{n}_1}{\mathbf{n}_2}\right)^2; \quad \frac{\mathbf{N}_1}{\mathbf{N}_2} = \left(\frac{\mathbf{n}_1}{\mathbf{n}_2}\right)^3. \qquad (1)$$

Изменение сопротивления сети и, следовательно, режима работы машины производится путем открытия (закрытия) задвижки. В опытах желательно охватить всю область от $\dot{\mathbf{V}} \mathbf{= 0}$ (полное закрытие задвижки) до $\dot{\mathbf{V}} = \dot{\mathbf{V}}_{\mathbf{max}}$ (полное открытие задвижки).

В условиях эксплуатации, когда центробежный насос подаёт жидкость в определенную сеть, рабочие параметры насоса могут быть установлены при совмещении его главной характеристики с характе-

ристикой сети (рабочая точка). Режим работы насоса при наибольшем КПД называется оптимальным режимом работы. При проектировании гидравлических установок выбор насоса необходимо производить с учетом того, чтобы рабочая точка лежала в области, близкой к оптимальному режиму.

Цель работы: 1) ознакомление с конструкцией насосной установки; 2) проведение испытания центробежного насоса типа Кс 10-55/2; 3) построение рабочих характеристик насоса при **n** =const по опытным и расчетным данным; 4) определение оптимальных параметров насоса при данном числе оборотов.

Описание установки

Центробежный насос 1 (рис.3) соединен с помощью упругой муфты с асинхронным электродвигателем 2. Вода всасывается насосом из питательного бака 3, свободная поверхность воды в котором выше уровня насоса. В связи с этим насос не требует заливки. На всасывающем трубопроводе установлена задвижка 4, служащая для отключения насоса от сети во время ремонта. На нагнетательном трубопроводе установлены задвижка 5 для регулирования производительности насоса и счетчик 11 для измерения подачи. Гидравлическая система замкнута, т. е. насос всасывает воду из питательного бака 3 и подает её в тот же бак. На пульте управления насосной установкой смонтированы манометр 7, мановакуумметр 10, амперметр 9, вольтметр 6, тахометр 8, секундомер.

Порядок проведения работы

Перед включением электродвигателя насоса необходимо открыть задвижку на всасывающей линии. После этого, проверив наличие воды в питательном баке, включают насос. Первое наблюдение проводится при полностью закрытой задвижке на нагнетательной линии. Во избежание нагрева воды работа насоса при закрытой задвижке не должна продолжаться более 5 минут.

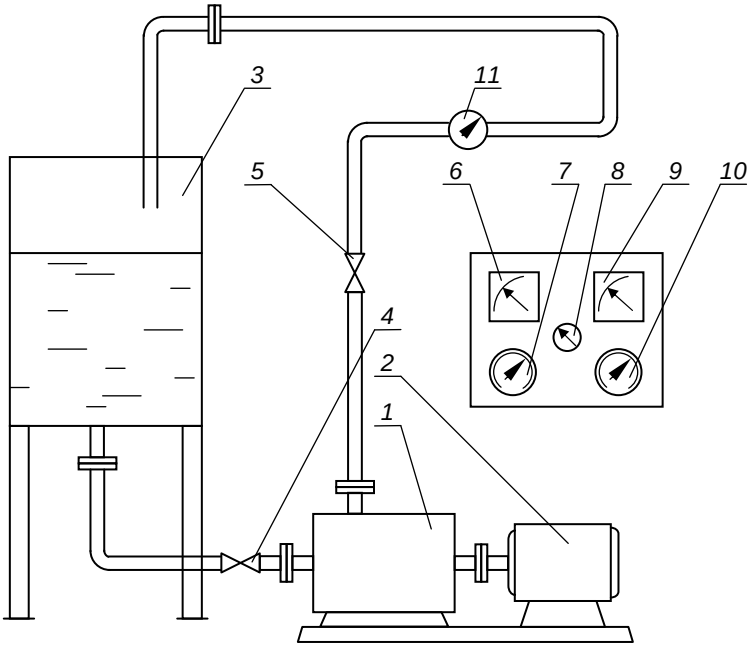


Рис. 3. Схема установки

1 – насос, 2 – электродвигатель, 3 – бак, 4,5 – задвижки, 6 – вольтметр, 7 – манометр, 8 – тахометр, 9 – амперметр, 10 – мановакуумметр, 11 - расходомер

Последующие наблюдения проводят при постепенном открытии задвижки для каждого нового режима работы (не менее 7-8 опытов). Последнее наблюдение проводят при полностью открытой задвижке. Для каждого режима измеряют следующие величины: 1) объём воды **V** (показание водомера, прошедшей за время **t** (примерно 60-120 с); 2) избыточное давление в нагнетательной $\mathbf{p_м}$ и всасывающей $\mathbf{p_в}$ линиях насоса (показания манометра и мановакуумметра); 3) напряжение **U** и силу тока **I** (показания вольтметра и амперметра); 4) число оборотов **n** (показание тахометра).

Обработка результатов опытов

Производительность насоса определяется по формуле

$$\dot{V} = \frac{V}{t}. \qquad (2)$$

Напор **H**, развиваемый насосом, находится следующим образом:

$$H = \frac{p_м - p_в}{\rho g} + Z + Z_м, \qquad (3)$$

где $p_м$ – избыточное давление в нагнетательной линии; $p_в$ – избыточное давление во всасывающей линии; ρ – плотность жидкости (воды); $Z_м$ – расстояние от точки присоединения манометра по вертикали до центра манометра; **Z** – расстояние по вертикали между точками присоединения мановакуумметра и манометра. В нашем случае $Z+Z_м$ = 1,2 м.

Мощность, потребляемая насосом, определяется из зависимости

$$N = \sqrt{3} \cdot U \cdot I \cdot \cos\varphi \cdot \eta_{дв}, \text{ Вт}, \qquad (4)$$

где **U** – напряжение; **I** – сила тока; $\eta_{дв}$ – КПД электродвигателя; $\cos\varphi$ – коэффициент мощности. При расчетах принять $\cos\varphi$ =0,85, $\eta_{дв}$ =0,8.

Полный КПД насоса вычисляется по формуле

$$\eta = \frac{\rho g \dot{V} H}{N}. \qquad (5)$$

При увеличении подачи насоса нагрузка на электродвигатель также возрастает, что приводит к некоторому уменьшению числа оборотов асинхронного электродвигателя. В случае заметного изменения числа оборотов насоса найденные значения параметров насоса ($\dot{V}$, **H**, **N**) следует пересчитать на одно и то же число оборотов $n_р$ (по указанию преподавателя). Пересчет производится в соответствии с зависимостями (1).

Все величины, измеренные в процессе испытания и полученные расчетом, заносятся в таблицу.

№ п/п	Измеренные величины							Вычисленные величины			
	$p_м$, кгс/см^2	$p_в$, кгс/см^2	**V**, л	**t**, с	**U**, В	**I**, А	**n**, об/мин	$\dot{V} * 10^3$, м^3/с	**H**, м	**N**, кВт	**η**

По данным расчетов строятся рабочие характеристики насоса при постоянном числе оборотов $\mathbf{H = f_1(\dot{V}); N = f_2(\dot{V}); \eta = f_3(\dot{V})}$. На графике должны быть обозначены оптимальные параметры насоса.

Контрольные вопросы

1. Как устроен и работает центробежный насос?
2. Какие рабочие параметры насоса определяются в работе?
3. Как измеряется подача насоса?
4. Как находится напор насоса?
5. Как определяется потребляемая насосом мощность?
6. Как находится полный КПД насоса?
7. Что называется рабочими характеристиками насоса?
8. Как определяется рабочая точка насоса?
9. Почему изменяются параметры насоса в зависимости от степени закрытия задвижки на нагнетательной линии?
10. По каким формулам производится пересчет параметров насоса при изменении числа оборотов?
11. Как определяются оптимальные параметры насоса?
12. Каков порядок запуска центробежного насоса?

РАБОТА 15

ПОСЛЕДОВАТЕЛЬНАЯ И ПАРАЛЛЕЛЬНАЯ РАБОТА ЦЕНТРОБЕЖНЫХ НАСОСОВ НА СЕТЬ

Проф. А.А. Тарзиманов, доц. Ю.И. Разинов

Последовательное соединение насосов обычно применяется для увеличения напора в тех случаях, когда один насос не может создать требуемого напора. При этом подача насосов изменяется незначительно, а общий напор теоретически равен сумме напоров обоих насосов, взятых при одной и той же подаче. Следовательно, теоретическая суммарная характеристика насосов 1+2 (рис.1) получается сложением ординат напорных характеристик 1 и 2 обоих насосов (в случае одинаковых насосов ординаты надо удваивать). Пересечение теоретической суммарной характеристики насосов с характеристикой сети 3 даёт рабочую точку $\mathbf{A_{1+2}}$, которая определяет подачу $\dot{\mathbf{V}}_{\mathbf{1+2}}$ и суммарный напор $\mathbf{H_{1+2}}$ обоих насосов. Видно, что при последовательном соединении насосов $\mathbf{H_{1+2} < (H_1 + H_2)}$, а $\dot{\mathbf{V}}_{\mathbf{1+2}} > \dot{\mathbf{V}}_{\mathbf{1}}, \dot{\mathbf{V}}_{\mathbf{2}}$ (на рис.1 $\mathbf{A_1}$ и $\mathbf{A_2}$ - рабочие точки, которые получаются при вклю-чении отдельных насосов 1 и 2).

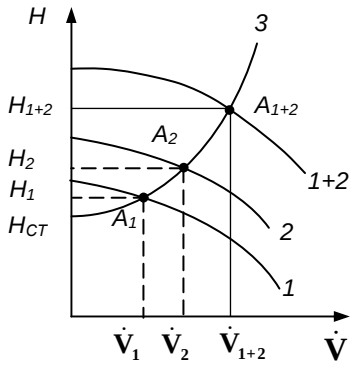


Рис.1. Последовательная работа двух центробежных насосов на сеть

Параллельное соединение насосов обычно применяют для увеличения подачи. При параллельном соединении насосов (рис.2) напор их изменится мало. Для получения теоретической суммарной характеристики двух насосов следует сложить абсциссы точек кривых $\mathbf{H = f(\dot{V})}$ обоих насосов, взятых при той

же ординате. Иными словами, нужно сложить кривые напоров по горизонтали (в случае одинаковых насосов абсциссы надо удваивать).

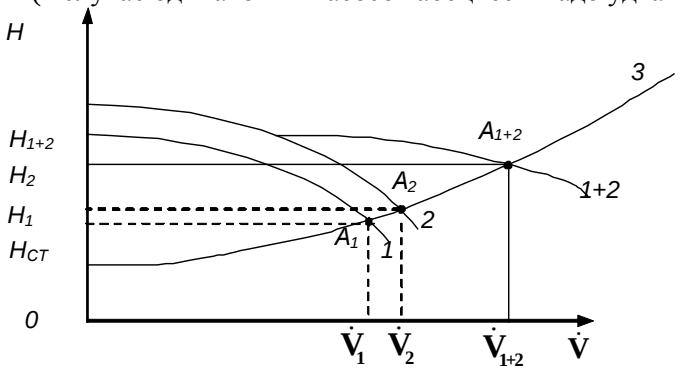


Рис.2. Параллельная работа двух центробежных насосов на сеть

Пересечение суммарной характеристики 1+2 с характеристикой сети 3 дает рабочую точку $\mathbf{A_{1+2}}$. Абсцисса точки $\mathbf{A_{1+2}}$ равна суммарной подаче обоих насосов $\dot{\mathbf{V}}_{1+2}$, ордината – напору $\mathbf{H_{1+2}}$.

Видно, что при параллельном соединении насосов $\dot{\mathbf{V}}_{1+2} < \left(\dot{\mathbf{V}}_1 + \dot{\mathbf{V}}_2\right)$, а $\mathbf{H_{1+2}} > \mathbf{H_1}, \mathbf{H_2}$, (на рис.2 $\mathbf{A_1}$ и $\mathbf{A_2}$ - рабочие точки, которые получаются при включении отдельных насосов 1 и 2).

Цель работы: 1) ознакомление со схемой последовательного и параллельного соединений двух одинаковых центробежных насосов на сеть; 2) экспериментальное определение напорной характеристики одного насоса и суммарных кривых напора при последовательной и параллельной работе двух насосов; сравнение их с теоретическими кривыми, построенными на основе зависимости $\mathbf{H = f(\dot{V})}$ для одного насоса (см. работу 14); 3) построение характеристики сети и определение рабочих точек при последовательном и параллельном соединении насосов.

Описание установки

Установка для снятия напорных характеристик насосов состоит (см. работу 8, рис.2) из питательного бака 1, одинаковых центробежных насосов 2 и 3 марки К 20/30, трубопроводов, необходимых запорных устройств. Свободная поверхность воды в баке 1 выше уровня насоса, поэтому насосы не требуют предварительной заливки. На нагнетательном трубопроводе установлен вентиль B_3 для регулирования производительности насосов и счетчик для измерения подачи. Гидравлическая система замкнута, т.е. насосы всасывают воду из бака 1 и подают ее в тот же бак. На пульте управления смонтированы манометр M_1 и мановакуумметр МВ.

Порядок проведения работы

Сначала проводят испытания одного насоса. Открывают вентили B_1, B_4, B_9, B_2 и закрывают вентили B_3, B_5, B_6, B_7, B_8. Проверив наличие воды в питательном баке, включают насос 2. Первое наблюдение проводится при полностью закрытом вентиле B_3 на нагнетательной линии. Во избежание нагрева воды работа насосов при закрытом вентиле B_3 не должна продолжаться более 5 минут. Следующее наблюдение осуществляется при постепенном открытии вентиля B_3 для каждого нового режима работы (не менее 5 опытов). Последнее наблюдение проводят при полностью открытом вентиле. Для каждого режима измеряют следующие величины: 1) объём воды **V** (показания водомера **V**), прошедшей за время **t** (примерно 60-120 с); 2) избыточное давление в нагнетательной линии после насосов $\mathbf{p_M}$ и избыточное давление во всасывающей линии $\mathbf{p_B}$ (показания манометра M_1 и мановакуумметра МВ). При последовательном соединении вентили B_1, B_4, B_6 и B_2 необходимо открыть, а остальные вентили B_3, B_5, B_7, B_9 и B_8 закрыть. Методика проведения испытаний такая же, как и для одного насоса.

При параллельном соединении насосов вентили B_1, B_4, B_5 , B_9 и B_2 необходимо открыть, а остальные B_3, B_6, B_7, B_8 закрыть.

Обработка результатов опытов

Подача рассчитывается по формуле

$$\dot{V} = \frac{V}{t}. \qquad (1)$$

Напор, развиваемый насосами, находится следующим образом:

$$H = \frac{p_м - p_в}{\rho g} + Z + Z_м, \qquad (2)$$

где $p_м$ – избыточное давление в нагнетательной линии; $p_в$ – избыточное давление во всасывающей линии; ρ - плотность жидкости (воды); Z - расстояние по вертикали между точками присоединения мановакуумметра и манометра $М_1$; $Z_м$ – расстояние по вертикали от точки присоединения манометра до его оси ($Z + Z_м = 0.8$м).

Характеристика сети (зависимость между потребным напором и расходом) определяется уравнением

$$H_C = H_{CT} + \sum \Delta h_i = H_{CT} + \left(\lambda_r \frac{\ell}{d} + \sum \zeta_i \right) \frac{\bar{w}^2}{2g}, \qquad (3)$$

где H_{CT} - статический напор; ℓ =12м. и d=0.05м., - общая длина и внутренний диаметр трубопровода; $\lambda_{Ã}$=0,03 - коэффициент гидравлического трения; $\sum \zeta_i$ – суммарный коэффициент местного сопротивления сети при полностью открытом вентиле $В_3$; $\bar{w}$ – средняя скорость движения воды в трубопроводе.

В нашем случае $H_{CT} = h$ – расстояние по высоте между свободной поверхностью воды в питательном баке и осью трубы для обратной подачи воды в бак.

Имея в виду, что $\dot{V} = \frac{\pi d^2}{4} \bar{w}$, уравнение (3) можно представить в виде

$$H_C = h + \left(\lambda_r \frac{\ell}{d} + \sum \zeta_i \right) \frac{8\dot{V}^2}{\pi^2 d^4 g}. \qquad (4)$$

Уравнение (4) используется для построения характеристики сети.

Величины, измеренные в процессе проведения испытаний одного насоса и двух насосов при их параллельном и последовательном соединении, а также полученные расчетом, заносятся в таблицу.

h =

№ опытов	Измеренные величины				Вычисленные величины		
	$p_м$, кгс/см^2	$p_в$, кгс/см^2	V, л	t, с	$\dot{V}$, л/с	H, м	$H_С$, м

По результатам испытаний одного насоса строится его напорная характеристика, используя которую, нужно построить теоретические суммарные характеристики двух насосов при их параллельном и последовательном соединении. Далее строятся экспериментальные суммарные напорные характеристики для последовательного и параллельного соединения с использованием данных таблицы. Характеристика сети строится по уравнению (4), после чего определяются теоретические и экспериментальные рабочие точки.

Контрольные вопросы

1. Для чего применяется последовательное соединение насосов?
2. В каких случаях используется параллельное соединение насосов?
3. Как строится суммарная характеристика двух насосов при последовательном их соединении?
4. Как строится суммарная характеристика двух насосов при параллельном их соединении?
5. От чего зависит характеристика сети?
6. Как определяется рабочая точка?

РАБОТА 16

ИЗУЧЕНИЕ ГИДРОДИНАМИКИ НАСАДОЧНОЙ КОЛОННЫ

Доц. Ф.А. Абдулкашапова, доц. В.Г. Бочкарев, асс. В.А. Кузнецов,
доц. А.Г. Мухаметзянова

Насадочные колонны широко используются в промышленности для проведения мокрой очистки газов от пыли, а также массообменных процессов в системах: газ-жидкость, пар-жидкость, жидкость-жидкость. Рабочая зона колонны заполнена насадкой. В качестве насадок используют твердые тела различной формы, изготовленные в зависимости от коррозийных свойств обрабатываемых сред из керамики, металла, стекла, пластмассы, дерева и т.д. Контакт между газом (паром) и жидкостью осуществляется на поверхности специальных насадочных тел, а также в свободном пространстве между ними. Насадочный аппарат должен обеспечивать наибольшую поверхность контакта фаз и максимальную интенсивность процесса при наименьшем гидравлическом сопротивлении. Некоторые виды насадок приведены на рис.1.

Насадки загружают в корпус колонны внавал или укладывают определенным образом. В результате образуется сложная пространственная структура с развитой поверхностью, благодаря чему обеспечивается значительная поверхность контакта фаз.

Среди насадок, засыпаемых внавал, широкое распространение получили кольца Рашига (см. рис. 1) из различных материалов, обеспечивающие универсальность практического использования. У колец Рашига диаметр равен высоте.

Основными характеристиками насадок являются: удельная поверхность **a**, $м^2/м^3$; свободный объем $\mathbf{V_{св}}$, $м^3/м^3$; эквивалентный диаметр $\mathbf{d_э}$, м.

Удельная поверхность насадки – это суммарная поверхность всех насадочных тел в единице занимаемого насадкой объема аппарата.

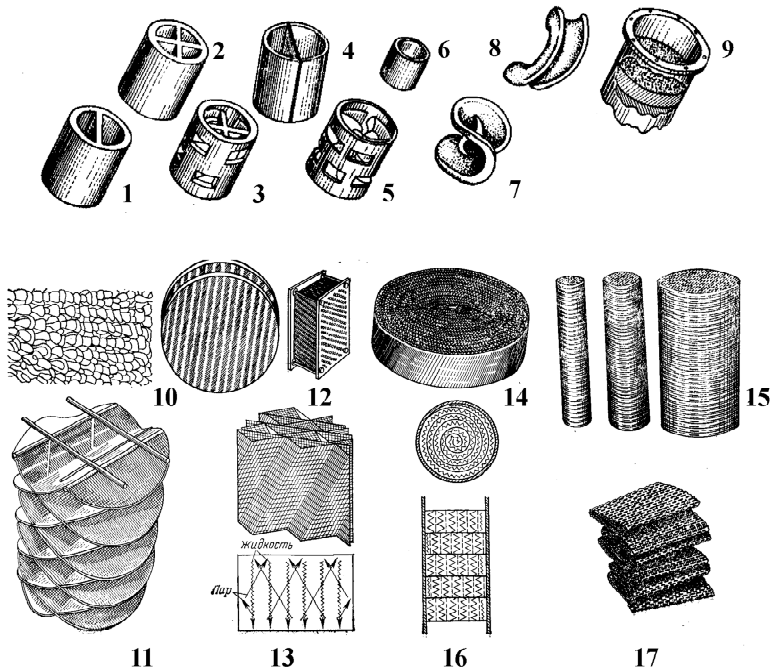


Рис. 1. Насадки основных типов:
кольца: 1 – керамические Лессинга; 2 – с крестообразными перегородками; 3 – керамические Палля; 4 – металлические Лессинга; 5 – металлические Палля; 6 – Рашига; седла: 7 – «Берля»; 8 – «Инталлокс»; сетчатые насадки: 9 – «Малтифил»; 10 – сетка для насадок «Малтифил» и «Гиперфил»; 11 – «Спрейпак»; 12 – «Зульцер»; 13 – сетка для насадки «Зульцер» и схема движения потоков пара и жидкости в насадке; 14 – «Гудлоу»; 15 – «Стедмана»; 16 – пакетная; 17 – складчатый кубик

Под *свободным объемом насадки* понимают суммарный объем пустот между насадочными телами в единице объема, занимаемого насадкой.

Насадку укладывают на опорно-распределительные решетки. Свободное сечение этих устройств должно быть по возможности больше и приближаться по величине к свободному объему насадки, а

размеры отверстий – максимальными, но исключающими проваливание насадочных тел.

Колонны диаметром до 150 мм, заполненные насадкой внавал, могут орошаться из единичного источника. Для колонн большего диаметра применяются оросители с большим числом источников орошения: для неупорядоченных насадок 15-30 на 1 $м^2$ сечения колонн, для упорядоченных – 35-50.

Эффективность работы насадки в значительной степени зависит от смачиваемости поверхности элементов насадки жидкостью. Чтобы улучшить смачиваемость элементов насадки и повысить ее эффективность, их подвергают специальной обработке.

Большие насадки, например кольца Рашига размером не менее 50х50 мм, укладывают правильными рядами, сдвинутыми друг относительно друга. Этот способ заполнения аппарата насадкой называют загрузкой в укладку, а загруженную таким способом насадку – регулярной. Регулярная насадка имеет ряд преимуществ по сравнению с нерегулярной, засыпанной в аппарат навалом: обладает меньшим гидравлическим сопротивлением, допускает большие скорости газа. Однако для улучшения смачивания регулярных насадок необходимо применять более сложные по конструкции оросители.

Гидродинамические режимы работы насадочных колонн. В насадочной колонне потоки газа (пара) и жидкости взаимодействуют в противотоке. В зависимости от расходов газа $\dot{\mathbf{G}}$ и жидкости $\dot{\mathbf{L}}$ изменяется характер этого взаимодействия, проявляющийся в различных гидродинамических режимах, которые определяются характерными для каждого режима скоростями газа $\bar{\mathbf{w}}_0$ и гидравлическим сопротивлением $\Delta\mathbf{p}$.

Существуют различные классификации гидродинамических режимов насадочных аппаратов. Наиболее распространенная приведена в работах [1,2,4,8]. В соответствии с этой классификацией на рис.2 в логарифмических координатах представлены зависимости гидравлического сопротивления $\Delta\mathbf{p}$ от фиктивной (отнесенной к полному сечению колонны) скорости газа $\bar{\mathbf{w}}_0$ для сухой (линия 1) и орошаемой (линия 2) насадок.

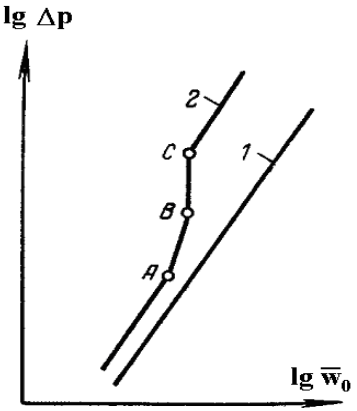


Рис.2. Зависимость гидравлического сопротивления насадки от фиктивной скорости газа в колонне при постоянном расходе жидкости

Для орошаемой насадки при противоточном движении фаз график зависимости **Δp** от $\bar{w}_0$ представляет собой ломаную линию, что указывает на наличие нескольких гидродинамических режимов.

Визуальные наблюдения и количественные измерения позволяют установить границы гидродинамических режимов, возникающих в насадке, и характерные переходные точки между ними.

При малых скоростях относительного движения фаз взаимодействие между ними незначительно, жидкость смачивает поверхность насадочных элементов, стекая в виде пленки; сопротивление насадки пропорционально сопротивлению сухой насадки. Такой режим называется *пленочным*. Пленочный режим заканчивается в первой переходной точке **А**.

При дальнейшем увеличении скорости газа возрастает трение между фазами, происходит торможение потока жидкости, скорость течения жидкости уменьшается, толщина ее пленки и количество жидкости, удерживаемой в насадке, увеличиваются. Этот режим называется *режимом подвисания*, в котором спокойное течение пленки нарушается: появляются завихрения, брызги, т.е. создаются условия перехода к барботажу. Интенсивность процесса массопередачи воз-

растает, но и увеличивается гидравлическое сопротивление. Режим подвисания заканчивается во второй переходной точке **В**.

Дальнейшее увеличение скорости газа приводит к резкому увеличению количества удерживаемой насадкой жидкости и росту гидравлического сопротивления слоя насадки. Этот режим называется *захлебыванием колонны* (барботажным, или режимом эмульгирования) и характеризуется отрезком **ВС**. В этом режиме наступает обращение, или инверсия фаз (жидкость становится сплошной фазой, а газ – дисперсной). Образуется газожидкостная дисперсная система, по внешнему виду напоминающая барботажный слой (пену) или газожидкостную эмульсию.

Режим эмульгирования характеризуется тем, что интенсивность межфазного обмена субстанциями достигает своего предела при условии сохранения противоточного течения фаз в свободном сечении насадки. В этом режиме достигаются:

- предельно возможная скорость газовой фазы $\bar{w}_0$ в насадочной колонне;
- максимально возможная поверхность контакта фаз;
- предельно интенсифицированная гидродинамическая обстановка у границы раздела фаз.

Роль насадки при этом сводится к дроблению газовых вихрей на большое количество мелких пузырьков, пронизывающих жидкость, распределению их по всему сечению.

Дальнейшее увеличение расхода газа приводит к возникновению *режима уноса*. В этом режиме происходит вторичная инверсия фаз: газ снова становится сплошной фазой, и жидкость выносится из аппарата вместе с газом в основном в виде брызг. Режим уноса на практике не применяется.

В режимах подвисания и эмульгирования целесообразно работать, если повышение гидравлического сопротивления не имеет существенного значения (например, в процессах абсорбции, проводимых при повышенном давлении). Оптимальный гидродинамический режим в каждом конкретном случае можно установить только путем технико-экономического расчета.

Существуют и другие определения гидродинамических режимов, в частности, в [9] дается следующее описание режимов:

При малых скоростях газа и жидкости возникает пленочный режим течения жидкой фазы (отрезок 1 на рис. 3) по поверхности насадки, при котором жидкость перемещается по элементам насадки в виде капель и пленок. Взаимодействие между фазами осуществляется по смоченной поверхности элементов насадки и отдельных капель жидкой дисперсной фазы. Этот режим заканчивается в первой точке перегиба (точка **B**, рис. 3), в так называемой точке торможения газа.

После точки торможения возникает следующий по интенсивности взаимодействия фаз промежуточный гидродинамический режим при струйчато-пленочном течении жидкой фазы (отрезок 2 на рис. 3).

Взаимодействие между фазами происходит по поверхностям пленки и отдельных струек, а также и местам скопления жидкости в точках контакта элементов насадки. Пленка, струйки и скопления жидкости на торцах и в местах контакта элементов насадки подтормаживают поток жидкости и вызывают его завихрение. Дальнейшее повышение скорости газа $\mathbf{w_0}$ приводит к подвисанию жидкости в насадке (точка **C**, рис. 3). Точка С называется точкой подвисания. За этой точкой количество жидкой фазы в насадке увеличивается как на ее поверхности, так и в свободном объеме за счет взаимодействия с газом, движущимся противотоком. Контакт фаз происходит по межфазной поверхности, турбулизированной вихрями, и поэтому гидродинамический режим (отрезок 3 на рис. 3) определяется как режим турбулизации двухфазной системы, существующей на поверхности пленки, которая стекает по насадке. Дальнейшее накопление жидкости в насадке приводит к тому, что интенсивное межфазное взаимодействие жидкостного и газового потоков перемещается с поверхности пленки в свободный объем насадки, в котором возникают новые явления: эмульгирования и инверсии фаз (точка инверсии **D**, рис. 3). После точки **D** наблюдается резкое увеличение всех характеристических параметров работы насадочных колонн, поскольку газ уже перестает быть сплошной фазой и диспергируется в объеме завихренной жидкости. В свободном объеме появляется принципиально новый механизм образования дополнительной поверхности контакта фаз, ведущий к развитию и устойчивому существованию нового гидродина-

мического режима взаимодействия фаз в системе со свободной (подвижной) поверхностью контакта – режим эмульгирования (отрезок 4 на рис. 3).

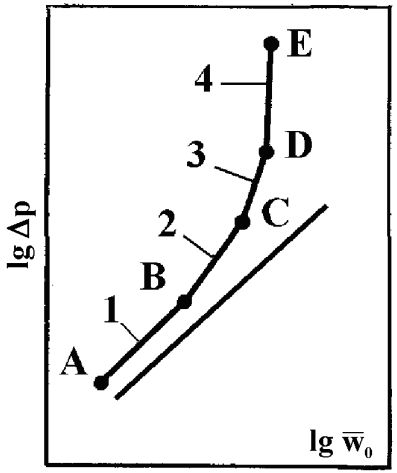


Рис.3. Гидродинамические режимы и переходные точки в насадочных колоннах при орошении насадки:
1 – пленочный режим; 2 – промежуточный режим; 3 – режим турбулизации двухфазной системы; 4 – режим эмульгирования; A – начальная точка исследования; B – точка торможения; C – точка подвисания; D – точка инверсии фаз; E – точка захлебывания

В отличие от первых двух характерных переходных точек (точки торможения **B** и точки подвисания **C**) точка инверсии **D** всегда четко обнаруживается в эксперименте [9].

Дальнейшее увеличение нагрузки насадочной колонны приводит к тому, что противоточное течение в насадке скачкообразно перейдет в прямоточное, т.е. произойдет обращение течения жидкости, так называемое «захлебывание аппарата».

Точка захлебывания (точка **E**, рис. 3) соответствует таким условиям взаимодействия фаз, когда высота слоя газожидкостной эмульсии окажется выше слоя насадки и над насадкой накапливается жид-

кость, представляющая собой барботажный слой с интенсивным перемешиванием жидкой фазы пронизывающими ее газовыми струями и пузырями.

Фиктивная скорость газа $\bar{w}_0$ равна отношению объемного расхода газа $\dot{V}_г$ к площади поперечного сечения аппарата **S:**

$$\bar{w}_0 = \frac{\dot{V}_г}{S}. \qquad (1)$$

Насадка занимает часть объема колонны, поэтому скорость движения газа в каналах, образующихся между элементами насадки, выше, чем фиктивная скорость. Скорость движения газа в сухой насадке

$$\bar{w} = \frac{\bar{w}_0}{V_{св}}. \qquad (2)$$

Действительная скорость газа при работе колонны будет выше скорости $\bar{w}$, так как часть свободного объема насадки занята стекающей по ней жидкостью.

Для расчета фиктивной скорости захлебывания имеются различные уравнения, в том числе следующего вида:

$$\lg\left[\frac{\bar{w}^2_{захл} a}{g V^3_{св}} \cdot \frac{\rho_г}{\rho_ж}\left(\mu_ж\right)^{0.16}\right] = A - 1.75\left(\frac{\dot{L}}{\dot{G}}\right)^{0.25}\left(\frac{\rho_г}{\rho_ж}\right)^{0.125}, \qquad (3)$$

где $\bar{w}_{захл}$ – фиктивная скорость газа, соответствующая началу режима захлебывания колонны, м/с; $\rho_г$, $\rho_ж$ – плотности газа и жидкости, кг/м^3; $\mu_ж$ – динамический коэффициент вязкости жидкости, мПа·с; $\dot{L}$, $\dot{G}$ – массовые расходы жидкости и газа, кг/с; **a** – удельная поверхность насадки, м^2/м^3; **g** – ускорение свободного падения, м/с^2. Величина **A** определяется экспериментально и зависит от размеров и типа элементов насадки. Для колец Рашига, засыпанных внавал, **A**= 0.022.

Сопротивление насадочных колонн. Гидравлическое сопротивление орошаемой насадки $\Delta p_{ор}$ обычно представляют в виде суммы двух составляющих: сопротивления сухой насадки $\Delta p_{сух}$ и сопротивления, обусловленного взаимодействием потоков газа и жидкости $\Delta p_{г\text{-}ж}$, т.е. [9]

$$\Delta p_{ор} = \Delta p_{сух} + \Delta p_{г\text{-}ж} = \Delta p_{сух}\left(1 + \frac{\Delta p_{г\text{-}ж}}{\Delta p_{сух}}\right) = \Delta p_{сух}\left(1 + f\right) \qquad (4)$$

Множитель **(1 + f)** показывает, во сколько раз сопротивление орошаемой насадки больше сопротивления сухой насадки. *Фактор гидродинамического состояния двухфазной системы* **f** характеризует интенсивность гидродинамического взаимодействия между контактирующими фазами.

Между элементами насадки образуются длинные узкие каналы весьма сложной конфигурации, поэтому величину сопротивления сухой насадки можно рассчитать по известному уравнению Дарси-Вейсбаха, в котором за длину канала принимают высоту насадочного слоя **h**, а в качестве диаметра канала используют эквивалентный диаметр каналов насадки $d_э$**:**

$$\Delta p_{сух} = \lambda_г \cdot \frac{h}{d_э} \cdot \frac{\rho_г w^2}{2} = \lambda_г \cdot \frac{h}{d_э} \cdot \frac{\rho_г \bar{w}_0^2}{2 \cdot V_{св}^2}, \text{ Па} \qquad (5)$$

Эквивалентный диаметр каналов насадки $d_э$ определяют по уравнению

$$d_э = \frac{4V_{св}}{a}. \qquad (6)$$

Коэффициент гидравлического сопротивления $\lambda_г$ является функцией критерия Рейнольдса для газа **Re** и зависит от режима движения газа.

Для насадок, засыпанных внавал, $\lambda_г$ определяется из следующих уравнений:

при Re≤40 $$\lambda_г = \frac{140}{Re}, \qquad (7)$$

при Re>40 $$\lambda_г = \frac{16}{Re^{0.2}}. \qquad (8)$$

Критерий Рейнольдса определяется по формуле

$$Re = \frac{\bar{w}_0 d_э \rho_г}{V_{св} \cdot \mu_г}, \qquad (9)$$

где $\mu_г$ – динамический коэффициент вязкости газа (пара), Па·с.

Сопротивление орошаемых насадок рассчитывается по уравнению (4), а фактор гидродинамического состояния двухфазной среды – по уравнению

$$\mathbf{f} = \frac{\Delta \mathbf{p}_{г\text{-}ж} - \Delta \mathbf{p}_{г}}{\Delta \mathbf{p}_{г}} = \mathbf{C}\left(\frac{\dot{\mathbf{L}}}{\dot{\mathbf{G}}}\right)^{\mathbf{m}}\left(\frac{\boldsymbol{\rho}_{г}}{\boldsymbol{\rho}_{ж}}\right)^{\mathbf{n}}\left(\frac{\boldsymbol{\mu}_{ж}}{\boldsymbol{\mu}_{г}}\right)^{\mathbf{p}}, \qquad (10)$$

где значения **C, m, n, p** экспериментально найдены для широких интервалов варьирования параметров, входящих в уравнение (10) [9].

Цели работы:

1. визуальное изучение гидродинамических режимов работы насадочной колонны и их характерных особенностей;
2. опытное определение гидравлических сопротивлений сухой и орошаемой насадок;
3. расчет скорости воздуха в точке инверсии фаз;
4. расчет гидравлического сопротивления сухой и орошаемой насадок;
5. сопоставление расчетных и опытных гидравлических сопротивлений для значения плотности орошения, заданного преподавателем;
6. расчет фактора гидродинамического состояния двухфазной системы **f**, сопоставление его с опытным значением.

Описание установки

Установка (рис. 4) состоит из модели насадочного аппарата I, ротаметра 2 для измерения расхода воды и ротаметра 3 для измерения расхода воздуха, вентиля 9 для регулирования расхода воды, U-образного манометра 4 для измерения перепада давления в слое насадки, вентилятора 5 с однофазным электродвигателем М, лабораторного автотрансформатора 6 для регулирования частоты вращения ротора электродвигателя с целью изменения расхода воздуха в колонне. Привод вентилятора включается тумблером 7. О наличии электропитания на приводе сигнализирует контрольная лампочка 8.

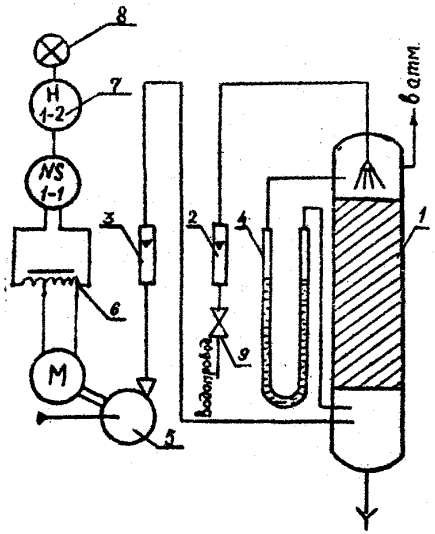


Рис.4. Схема установки
1 – насадочная колонна; 2, 3 – ротаметры; 4 – U-образный дифманометр; 5 – вентилятор; 6 – ЛАТР; 7 – тумблер; 8 – контрольная лампа; 9 – вентиль; М – электродвигатель

Модель аппарата ∅100 мм выполнена из органического стекла. В качестве насадки использованы керамические кольца Рашига 15х15х2, засыпанные навалом высотой слоя 0.3 м.

Основные характеристики насадки: свободный объем $\mathbf{V_{св}}$ = 0.54 $м^3/м^3$; удельная поверхность **a** = 330 $м^2/м^3$; эквивалентный диаметр $\mathbf{d_э}$ = 0.00655 м.

Порядок проведения работы

1. Под руководством преподавателя изучить гидродинамические режимы работы насадочного аппарата, затем самостоятельно воспроизвести их в лабораторной модели аппарата, обращая внимание на их характерные особенности.

2. Получить опытные данные для построения зависимости гидравлического сопротивления сухой насадки от фиктивной скорости

$\Delta p^{э}_{сух} = \Delta p(\bar{w}_0)$. Для этого установить соответствующие расходы воздуха, которые контролируются по ротаметру 3 (рис. 4), замерить перепад $\Delta p^{э}_{сух}$ по U-образному дифманометру 4. Произвести измерения для 10 различных расходов газа в пределах шкалы ротаметра.

Внимание! Гидравлическое сопротивление сухой насадки определяется после тщательной продувки аппарата при отключенном орошении насадки.

3. Получить опытные данные для построения зависимости гидравлического сопротивления орошаемой насадки от фиктивной скорости газа $\Delta p^{э}_{ор} = \Delta p(\bar{w}_0)$ при заданном преподавателем расходе жидкости (10÷30 делений ротаметра). Замерить сопротивление слоя насадки $\Delta p^{э}_{ор}$ для 10 таких же расходов газа, что и для сухой насадки, установить границы режимов.

Примечание. *При снятии показаний с приборов необходимо добиваться стабилизации режимов в аппарате.*

4. По показаниям ротаметров и тарировочным графикам, размещенным на лицевой панели установки, определить объемные расходы воздуха и воды. Показания приборов занести в таблицу.

Таблица 1

Воздух					Вода			Сопротивление, Па				$f_э$	$f_р$
								сухой насадки		орошаемой насадки			
Показания ротаметра 3	$\dot{V}_г$, $\frac{м^3}{с}$	$\dot{G}$, $\frac{кг}{с}$	$\bar{w}_0$, м/с	$e_г$	Показания ротаметра 2	$\dot{V}_ж$, $\frac{м^3}{с}$	$\dot{L}$, $\frac{кг}{с}$	$\Delta p^{э}_{сух}$	$\Delta p^{р}_{сух}$	$\Delta p^{э}_{ор}$	$\Delta p^{р}_{ор}$		

Обработка опытных данных

1. Определяем массовые расходы фаз $\dot{G}$ и $\dot{L}$ умножением объемных расходов на плотности соответствующих фаз.

2. Подставляя $\dot{G} = \rho_г \bar{w}_{захл} \Omega$ в уравнение (3) находим $\bar{w}_{захл}$ для заданного расхода жидкости с помощью компьютера.

3. Фиктивные скорости газа $\bar{w}_0$ в насадке находим по уравнению (1).

4. Вычисляем гидравлическое сопротивление сухой насадки ($\Delta p^р_{сух}$, Па) по зависимостям (5) – (9).

5. Гидродинамический фактор **f** определяем по уравнениям (4) и (10), где

$$f_э = \frac{\Delta p^э_{ор}}{\Delta p^э_{сух}} - 1,$$

$$f_р = C \left(\frac{\dot{L}}{\dot{G}} \right)^{0.405} \left(\frac{\rho_г}{\rho_ж} \right)^{0.255} \left(\frac{\mu_ж}{\mu_г} \right)^{0.045}.$$

Коэффициент **C** может быть найден из уравнения [10]

$$C = \exp\left(3 \cdot \frac{\bar{w}_0}{\bar{w}_{захл}} - 0.853 \right) - 0.175.$$

6. Гидравлическое сопротивление орошаемой насадки ($\Delta p^р_{ор}$, Па) рассчитываем по уравнению (4) с использованием $\Delta p^р_{сух}$, $f_р$.

Анализ результатов и составление отчета

1. Сопоставить опытные и расчетные значения $\Delta p_{сух}$ и $\Delta p_{ор}$.

2. Сравнить факторы гидродинамического состояния двухфазной системы для опытных и расчетных данных.

3. Занести рассчитанные данные в таблицу и построить графики опытных значений гидравлического сопротивления сухой и орошаемой насадок в логарифмических координатах (зависимость $\lg \Delta p^э$ от $\lg \bar{w}_0$).

4. Проанализировать, какая из классификаций гидродинамических режимов насадочной колонны (рис.2 или рис.3) в большей степени соответствует полученным опытным зависимостям.

Контрольные вопросы

1. Воспроизведите схему установки и дайте ее описание.
2. Какие виды насадок вы знаете? Каково назначение насадки? Перечислите характеристики насадки.
3. Какие гидродинамические режимы работы насадочного аппарата вы знаете? Назовите их характерные признаки.
4. Что характеризует фактор гидродинамического состояния двухфазной системы?
5. Дайте определение фиктивной и истинной скорости газового потока. Чем они отличаются?

РАБОТА 17

ИЗУЧЕНИЕ ГИДРОДИНАМИКИ ТАРЕЛЬЧАТЫХ КОЛОНН

Доц. Р.Г. Галимуллин

Тарельчатые колонные аппараты представляют собой вертикальные цилиндрические колонны, внутри которых на определенном расстоянии друг от друга по высоте размещаются горизонтальные тарелки (ситчатые, колпачковые, клапанные и др.).

Колонные аппараты широко применяются в химической, нефтяной и других отраслях промышленности. Они используются преимущественно для проведения массообменных процессов – абсорбции и ректификации, в которых компоненты переносятся из одной фазы в другую, а также для разделения неоднородных систем – мокрой очистки газов от пыли.

При их конструировании стремятся создать тарелки, в которых можно развивать интенсивные гидродинамические режимы взаимодействия газа (пара) и жидкости с развитой поверхностью их контак-

та, т.е. режимы, обеспечивающие высокие значения коэффициента массопередачи и поверхности контакта фаз.

Жидкость в колонну подается сверху и стекает вниз с тарелки на тарелку самотеком. Газ (пар) поступает снизу колонны и, пронизывая снизу слои жидкости на тарелках, создает на них, в зависимости от расхода газа и жидкости, различные газожидкостные структуры (состояния двухфазной системы). Газ, последовательно пройдя через все тарелки, покидает колонну сверху.

Таким образом, в тарельчатых аппаратах процесс массопередачи происходит ступенчато. Поэтому тарельчатые колонны в отличие от насадочных, где массоперенос происходит непрерывно по всей высоте насадочного слоя, относятся к группе ступенчатых аппаратов.

По способу слива жидкости с тарелки на тарелку бывают тарелки со сливными устройствами и тарелки без сливных устройств (провальные). Наибольшее распространение получили тарелки со сливными устройствами, а именно колпачковые и ситчатые.

Устройство колпачковых тарелок

Жидкость движется вдоль тарелки с одного сливного устройства к другому, затем перетекает по нему на нижеследующую тарелку. Пройдя все тарелки, жидкость отводится снизу колонны. Сливные устройства располагают так (рис.1), чтобы жидкость на соседних тарелках протекала в противоположных направлениях.

Газ подается в нижнюю часть колонны. Проходит далее через паровые (газовые) патрубки под колпачки, затем через прорези колпачков выходит в слой жидкости на тарелке. Гидрозатвор, образуемый сливной планкой 4 и переливной перегородкой 1, предотвращает прорыв газа через сливные устройства.

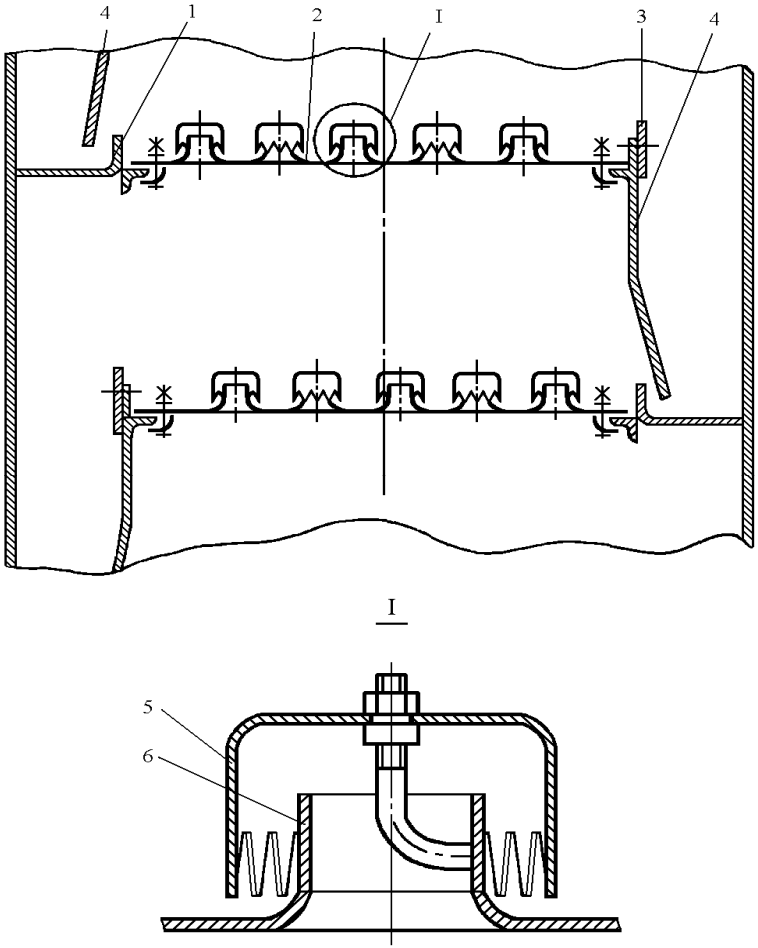


Рис. 1. Устройство колпачковой тарелки:
1 - переливная перегородка; 2 - полотно тарелки; 3 – сливная перегородка; 4 - сливная планка; 5 - колпачок; 6 – патрубок

Высота слоя жидкости на тарелке регулируется высотой сливной перегородки 3 (см.рис. 1), т.е. высотой выступа сливного устройства над тарелкой. После выхода из прорезей газ (пар) распределяется в жидкости в виде струй и пузырьков, образуя с ней газожидкостной

слой, в котором и происходят массообменные процессы. Поднимаясь к поверхности жидкости, пузырьки, струи разрушаются. Освобожденный газ поступает далее на вышележащую тарелку.

К достоинствам колпачковых тарелок можно отнести устойчивость их работы в достаточно широком диапазоне изменения расходов (скоростей) газа. Благодаря выступу газового патрубка 6 над тарелкой жидкость не может полностью покидать тарелку даже при самых незначительных расходах газа. Эти тарелки высоко эффективны.

Основными недостатками колпачковых тарелок являются: сравнительно большое гидравлическое сопротивление; сложность конструкции; трудность монтажа, разбора и чистки; металлоемкость.

Устройство ситчатых тарелок

Ситчатая тарелка представляет собой полотно с большим числом отверстий диаметром 3÷8 мм (рис. 2).

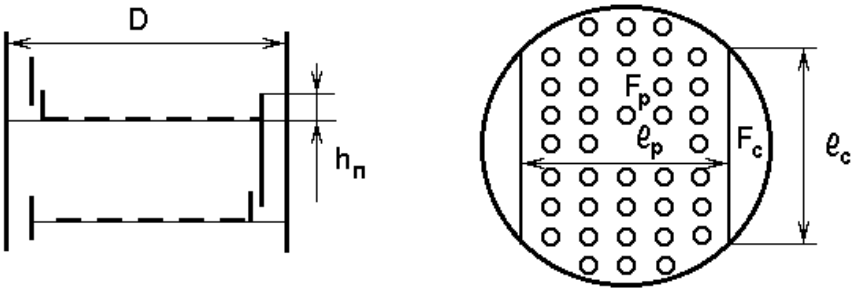


Рис.2. Геометрические характеристики ситчатой тарелки:
D - диаметр колонны; $\mathbf{h_п}$ - высота сливной планки; ℓ_c - периметр слива; $\mathbf{F_c}$ - сечение перелива; $\mathbf{F_p}$ - рабочая площадь тарелки; ℓ_p - длина пути жидкости

Через отверстия газ проходит снизу тарелки в слой жидкости. При очень малой скорости газа его давление может оказаться недостаточным для удержания жидкости на тарелке на уровне сливной перегородки, и тогда жидкость может «проваливаться» через отверстия тарелки на нижеследующую тарелку. Поэтому газ должен двигаться с

достаточной скоростью и иметь избыточное давление, необходимое для преодоления гидростатического давления слоя жидкости и предотвращения стекания жидкости через отверстия. Следовательно, по этой причине ситчатые тарелки эффективно работают лишь в небольшом диапазоне изменения расхода газа.

К недостаткам колонн с ситчатыми тарелками можно отнести также чувствительность к загрязнениям, забивающим их отверстия малого диаметра; неустойчивость к колебаниям расхода газа – при внезапном прекращении подачи газа сливается с тарелок вся жидкость, и для выхода на прежний режим приходится вновь запускать колонну.

К достоинствам ситчатых тарелок относятся: простота устройства; легкость монтажа и ремонта; сравнительно низкое гидравлическое сопротивление; достаточно высокая эффективность процессов массообмена.

Режимы работы тарелок

Эффективность процессов массопередачи и гидравлическое сопротивление тарельчатых колонн существенно зависят от гидродинамических режимов их работы, а гидродинамический режим определяется в основном скоростью газа и в меньшей степени плотностью орошения жидкостью и физическими свойствами фаз.

В зависимости от скорости газа могут возникать три основных гидродинамических режима их работы (рис. 3): пузырьковый, пенный, струйный (инжекционный).

Названные режимы отличаются друг от друга геометрической структурой газожидкостного слоя на тарелке. Различным гидродинамическим режимам соответствуют различные значения гидродинамического сопротивления (Δp) и величины поверхности контакта фаз (F).

Пузырьковый режим (рис. 3 а) возникает при малых скоростях газа. Газ в виде отдельных пузырьков проходит через слой жидкости. Поверхность контакта фаз в этом режиме невелика.

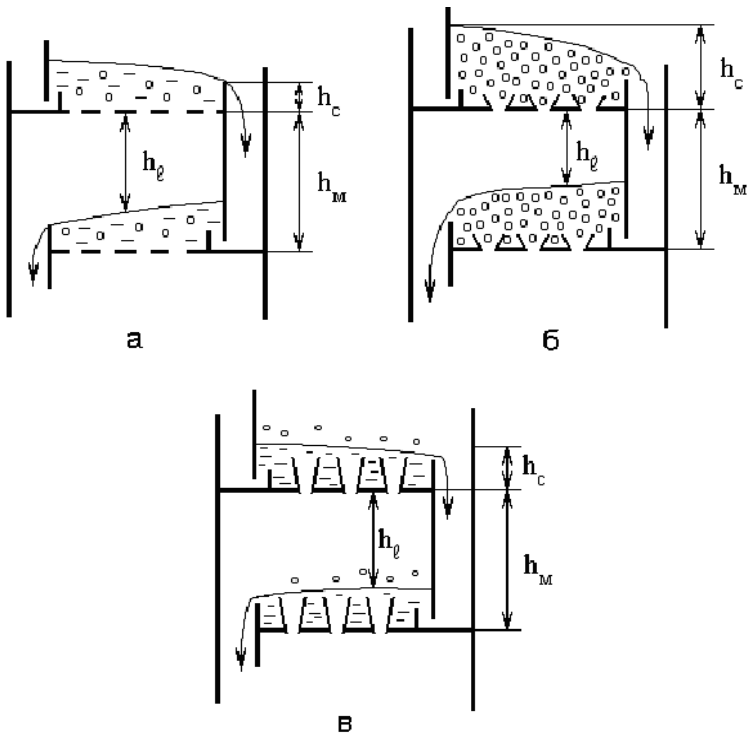


Рис.3 Гидродинамические режимы работы тарельчатых аппаратов при перекрестном движении фаз:
а - пузырьковый; б - пенный; в - струйный

Пенный режим (рис. 3 б) появляется при увеличении скорости газа. Газовые струи, выходящие из отверстий или прорезей, разрушаются в жидкости, образуя большое количество мелких пузырьков. В результате на тарелке образуется пена: высота газожидкостного слоя $\mathbf{h_c}$ достигает максимального значения. Поверхностью контакта в этом режиме являются в основном поверхности пузырьков. Она в этом режиме наибольшая, поэтому тарельчатые колонны в основном работают в пенном режиме. Недостатком его по сравнению с пузырьковым является больший унос капель жидкости газовым потоком на выше-

расположенные тарелки, что уменьшает среднюю движущую силу массопередачи.

Струйный (инжекционный) режим (рис. 3 в) возникает при дальнейшем увеличении расхода газа. При этом струи газа, удлиняясь, не разрушаясь, проходят до верхнего слоя жидкости. Они выносят с собой большое количество брызг. Высота газожидкостного слоя и поверхность контакта фаз в струйном режиме значительно меньше, чем в пенном, а унос капель жидкости больше.

Гидравлическое сопротивление в тарельчатых колоннах

Расчет гидравлического сопротивления в тарельчатых колоннах. Если жидкость, поступающая сверху, стекает вниз под действием силы тяжести самотеком, то газ (пар), поступающий в колонну, должен иметь избыточное давление для продвижения его через аппарат. Давление это должно быть не меньше сопротивления, которое испытывает газовый поток при движении в колонне. Причем перепад давления (условно названного гидравлическим сопротивлением) окажется тем больше, чем больше число тарелок в колонне и выше уровень жидкости на тарелке.

Гидравлическое сопротивление каждой тарелки складывается из сопротивления газу сухой тарелки, сопротивления слоя жидкости (гидростатического давления) и сопротивления движению газа сил поверхностного натяжения жидкости.

В связи с этим гидравлическое сопротивление орошаемой тарелки рассчитывается по формуле

$$\Delta p_{op} = \Delta p_{cyx} + \Delta p_{ж} + \Delta p_{\sigma}, \qquad (1)$$

где $\mathbf{\Delta p_{сух}}$ – сопротивление сухой тарелки; $\mathbf{\Delta p_{ж}}$ - сопротивление газожидкостного слоя на тарелке; $\mathbf{\Delta p_{\sigma}}$ - сопротивление, обусловленное силами поверхностного натяжения жидкости.

Сопротивление сухой тарелки определяется по уравнению

$$\mathbf{\Delta p_{сух} = \xi \cdot \frac{\rho_г \bar{w}_0^2}{2}}, \qquad (2)$$

где $\mathbf{\bar{w}_0}$ – скорость газа в отверстиях для ситчатой тарелки или в прорезях колпачковой тарелки (скорость в живом сечении); $\mathbf{\rho_г}$ – плотность газа; $\mathbf{\xi}$ - коэффициент гидравлического сопротивления тарелки

(в зависимости от конструкции тарелки он колеблется в пределах 0,5 ÷ 5).

Потеря давления на преодоление сил поверхностного натяжения жидкости при входе газа в слой жидкости определяется по формуле

$$\Delta p_{\sigma} = \frac{4\sigma}{d_{э}}, \qquad (3)$$

где σ – коэффициент поверхностного натяжения, $d_э$ – эквивалентный диаметр. Для ситчатой тарелки $d_э$ равен диаметру отверстия, для колпачковой тарелки – эквивалентному диаметру прорези, определяемому по соотношению $d_{эпр} = \frac{4S_{пр}}{П_{см}}$, где $S_{пр} = a \cdot b$ - площадь свободного сечения прорези, a – высота прорези; b – ее ширина; $П_{см}$ – смоченный периметр прорези, равный

$$П_{см} = 2a + b.$$

Сопротивление газожидкостного слоя рассчитывается по разным формулам.

В случае, когда известна высота слоя жидкости ($h_ж$) на тарелке, оно определяется по упрощенному уравнению:

$$\Delta p_Ж = \rho_Ж \cdot g \cdot h_ж, \qquad (4)$$

где $\rho_Ж$ – плотность жидкости, g – ускорение свободного падения.

Цель работы:

1. Визуальное наблюдение режимов работы ситчатой и колпачковой тарелок.
2. Экспериментальное определение гидравлического сопротивления сухой тарелки.
3. Экспериментальное определение гидравлического сопротивления орошаемой тарелки.
4. Расчетное определение гидравлического сопротивления сухой и орошаемой тарелок.
5. Сравнение экспериментальных и расчетных результатов.
6. Сопоставление гидравлического сопротивления ситчатой и колпачковой тарелок.

Описание установок

Ниже приводится описание двух лабораторных установок – для изучения режимов и гидравлического сопротивления: 1) аппарата с ситчатыми тарелками; 2) аппарата с колпачковыми тарелками

Установки состоят из колонн 1 с тремя колпачковыми (рис. 4) или ситчатыми тарелками (исследуется средняя тарелка); ротаметра 2 для измерения расхода жидкости; диафрагмы 3, соединенной с наклонным дифманометром 4 для измерения расхода воздуха; указателя 5 уровня жидкости на тарелке; наклонного дифманометра 6 для измерения гидравлического сопротивления тарелки.

Расход воздуха регулируется изменением числа оборотов вентилятора с помощью ЛАТРа 7. Расход воды регулируется вентилем 8.

Основные размеры аппарата и тарелок: диаметр аппарата D = 100 мм; расстояние между тарелками Нмт =200 мм; высота выступа сливной трубы над тарелкой $h_{сл}$ = 0,026 м; диаметр отверстий ситчатой тарелки d_0 = 2,8 мм; количество отверстий – 176; суммарное сечение отверстий, т. е. живое сечение ситчатой тарелки, $S_0 = 1{,}1 \cdot 10^{-3}$ м^2.

Размеры колпачковой тарелки: диаметр газового патрубка dп = 24 мм; размеры прорези колпачка: *a* = 12 мм; *b* = 2 мм; число прорезей колпачка 26; суммарное сечение прорезей колпачка, т.е. живое сечение колпачковой тарелки $S_0 = 6{,}24 \cdot 10^{-4}$ м^2.

Порядок проведения работы

Визуальное наблюдение режимов работы тарелки. Установить расход жидкости по ротаметру, соответствующий 30 делениям его шкалы; включить вентилятор и медленно, периодически увеличивая расход воздуха, добиваться появления на тарелке различных гидродинамических режимов распределения газа в жидкости.

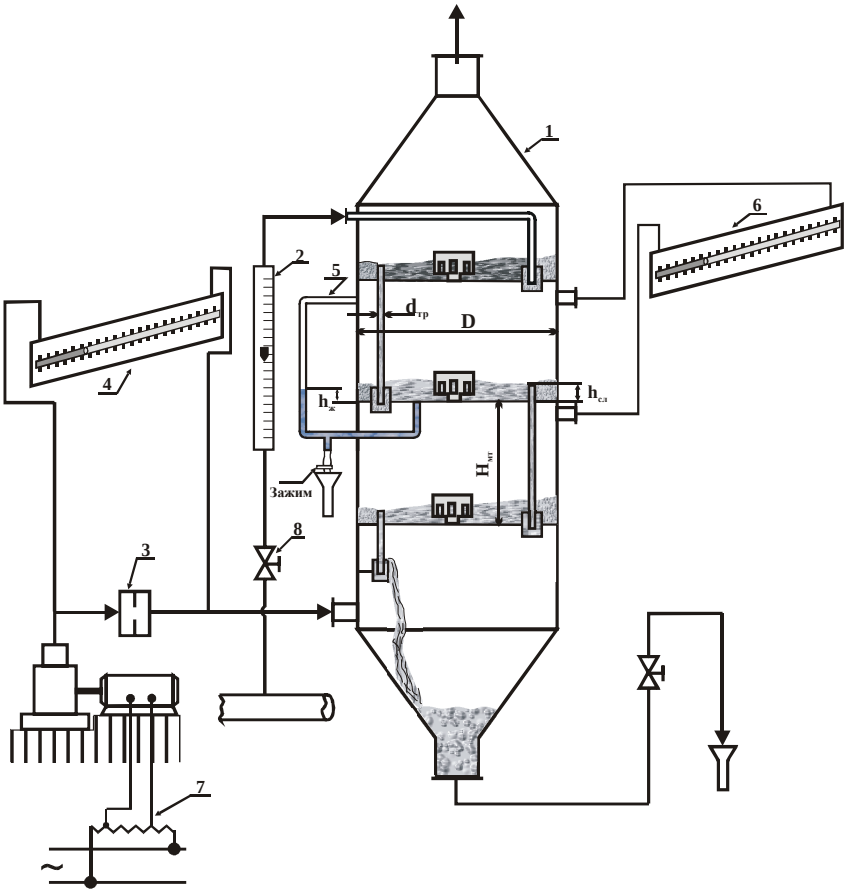


Рис. 4. Схема установки

1 – колонна; 2 – ротаметр; 3 – диафрагма; 4 – дифманометр диафрагмы; 5 – указатель уровня жидкости; 6 – дифманометр; 7 – ЛАТР; 8 – вентиль регулирующий

Опытное определение гидравлического сопротивления сухой тарелки. Отключить подачу воды. Для слива воды с колпачковой тарелки к ней снизу прикреплена трубочка с зажимом. Для слива воды необходимо снять зажим и после освобождения тарелки от жидкости трубочку снова зажать. Включить вентилятор, и при максимальном

показании дифманометра 4 в течение 10 минут пропускать воздух через колонну до полного удаления воды с тарелки. Затем, регулируя подачу воздуха, измерить дифманометром 6 гидравлическое сопротивление сухой тарелки. Произвести замеры гидравлического сопротивления тарелок для 5-6 значений расходов воздуха. Эти измерения должны охватить весь диапазон шкалы дифманометра 4. Полученные результаты записать в табл.1 отдельно для ситчатой и колпачковой тарелок. Выключить вентилятор. Объемный расход газа $\dot{V}_{\tilde{a}}$ определить по показаниям дифманометра 4, используя тарировочный график, помещенный на стенде установки.

Таблица 1

Опытные и расчетные результаты для сухой тарелки

№ п/п	Показания дифманометра 4 Δh, мм вод.ст.	$\dot{V}_г$, $м^3/с$	$\bar{w}_0$, м/с	$\Delta p^{оп}_{сух}$, мм вод.ст	$\Delta p^{оп}_{сух}$, Па	$\Delta p^{рас}_{сух}$, Па
Ситчатая тарелка						
Колпачковая тарелка						

Опытное определение гидравлического сопротивления орошаемой тарелки. Открыть вентиль для воды и установить ее расход, соответствующий 30 делениям шкалы ротаметра. Включить вентилятор и, постепенно увеличивая расход воздуха, добиться постоянного уровня жидкости $h_ж$ на тарелке по уровнемеру 5. Замерить гидравлическое сопротивление (перепад давления воздуха при прохождении его через тарелку) для 5-6 значений расхода воздуха. При каждом расходе газа измерить также высоту жидкости $h_ж$ на тарелке. Результаты измерений свести в табл.2 для ситчатой и колпачковой тарелок отдельно.

Таблица 2

Опытные результаты для орошаемой тарелки

№ п/п	Показание дифман.4, Δh, мм вод.ст	Показание ротаметра	$\dot{V}_г$, $м^3/с$	$\dot{V}_ж$, $м^3/с$	$h_ж$, мм	Δp_{op}^{on}, мм вод.ст

Расчетное определение гидравлического сопротивления сухой и орошаемой тарелки. Расчеты выполнить для тех же расходов газа и жидкости, которые наблюдались в опытах. Гидравлическое сопротивление сухой тарелки определяется по уравнению (2), в котором коэффициент сопротивления для ситчатой тарелки принимается равным ξ= 1,8, а для колпачковой тарелки - ξ= 5,0; скорость газа $\bar{w}_0$ в отверстиях ситчатой тарелки (или в прорезях колпачковой тарелки) равна

$$\bar{w}_0 = \dot{V}_г / S_0.$$

Гидравлическое сопротивление слоя жидкости на тарелке рассчитывается по уравнению (4).

Гидравлическое сопротивление орошаемой тарелки рассчитывается по формуле (1). Все теплофизические характеристики газа и жидкости рекомендуется брать при температуре 15 ^{0}C.

Полученные опытные и расчетные результаты записываются в табл. 3 отдельно для ситчатой и колпачковой тарелок.

Таблица 3

Опытные и расчетные результаты

№ п/п	$\bar{w}_0$, м/с	Δp_σ, Па	$\Delta p_ж$, Па	Δp_{op}, Па	
				опытные	расчетные

По полученным опытным и расчетным результатам построить графики зависимостей гидравлических сопротивлений сухой и орошаемой тарелок от скорости газа w_0 в живом сечении тарелки и сравнить их.

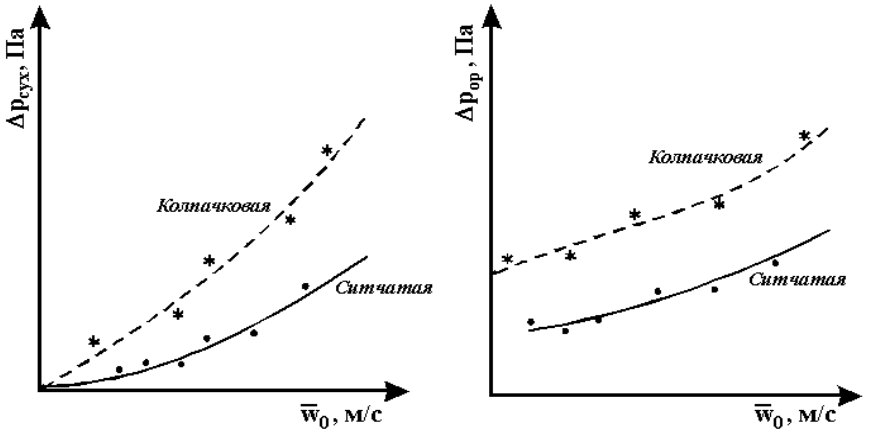


Рис.5. Зависимость Δр от $\bar{w}_0$

Обозначения:

для колпачковой тарелки: ---- – расчет; * – опыт.
для ситчатой тарелки: —— – расчет; ● – опыт.

Контрольные вопросы

1. Назначение и устройство колонн с ситчатыми и колпачковыми тарелками.
2. Дайте описание гидродинамических режимов работы тарелок.
3. Запишите и поясните расчетные формулы по определению гидравлического сопротивления сухой и орошаемой тарелок.
4. Перечислите преимущества и недостатки ситчатых и колпачковых тарелок.

РАБОТА 18

ИЗУЧЕНИЕ ТЕПЛООБМЕНА В ТЕПЛООБМЕННИКЕ ТИПА «ТРУБА В ТРУБЕ»

Доц. А.И. Разинов, ассист. Н.Е. Харитонова, ассист. В.В. Бронская

Теплообмен – перенос энергии в форме тепла. *Теплообменными* называются процессы, скорость протекания которых определяется скоростью подвода или отвода тепла.

В теплообменных процессах тепло передается от одних сред к другим, имеющих общее название *теплоносители*. Теплообмен может осуществляться как при непосредственном контакте теплоносителей, так и через разделяющую их стенку. *Теплопередача* – перенос тепла от одного теплоносителя к другому через границу раздела фаз. *Теплоотдача* – перенос тепла внутри теплоносителя от границы раздела фаз к ядру фазы или в обратном направлении. В интегральной форме уравнения теплопередачи (1) и теплоотдачи (2) можно записать

$$\dot{\mathbf{Q}} = \mathbf{K} \cdot \mathbf{F} \cdot \left(\overline{\mathbf{T}_г - \mathbf{T}_х} \right) = \mathbf{K} \cdot \mathbf{F} \cdot \Delta \mathbf{T}_{ср}, \qquad (1)$$

$$\dot{\mathbf{Q}} = \alpha_г \cdot \mathbf{F} \cdot \left(\overline{\mathbf{T}_г - \mathbf{T}_г^{гр}} \right) = \alpha_х \cdot \mathbf{F} \cdot \left(\overline{\mathbf{T}_х^{гр} - \mathbf{T}_х} \right), \qquad (2)$$

где $\dot{\mathbf{Q}}$ - тепловая нагрузка (количество тепла, передаваемое через границу раздела фаз за единицу времени); **F** - поверхность теплопередачи; $\Delta \mathbf{T}_{ср} = \overline{\mathbf{T}_г - \mathbf{T}_х}$ - средняя по поверхности **F** разность температур горячего $\mathbf{T}_г$ и холодного $\mathbf{T}_х$ теплоносителей (*движущая сила процесса теплопередачи*); $\overline{\mathbf{T}^{гр} - \mathbf{T}}$ - средняя по поверхности **F** разность температур теплоносителя в непосредственной близости от границы раздела фаз $\mathbf{T}_г^{гр}$, $\mathbf{T}_х^{гр}$ и в ядре фазы $\mathbf{T}_г$, $\mathbf{T}_х$ (*движущая сила процесса теплоотдачи*); **К** - *коэффициент теплопередачи* (количество тепла, переносимое от одного теплоносителя к другому за единицу времени через единицу поверхности в расчете на единицу движущей силы); $\alpha_г$, $\alpha_х$ - *коэффициенты теплоотдачи* горячего и холодного теплоносителей (количество тепла, передаваемое от границы раздела фаз к ядру фазы

или в обратном направлении за единицу времени, через единицу поверхности в расчете на единицу движущей силы).

Тепловая нагрузка теплообменника может быть найдена из уравнений теплового баланса, в соответствии с которыми она равна количеству тепла, отдаваемому за единицу времени горячим теплоносителем, а также количеству тепла, воспринимаемому за единицу времени холодным теплоносителем. Допуская отсутствие потерь тепла в окружающую среду, при неизменном фазовом состоянии теплоносителей эти уравнения можно записать в виде

$$\dot{Q} = \dot{Q}_г = \dot{Q}_х , \qquad (3)$$

$$\dot{Q}_г = \dot{V}_г \cdot \rho_г \cdot c_г \cdot (T_{гн} - T_{гк}) , \qquad (4)$$

$$\dot{Q}_х = \dot{V}_х \cdot \rho_х \cdot c_х \cdot (T_{хк} - T_{хн}) , \qquad (5)$$

где $\dot{V}_г$, $\dot{V}_х$ - объемные расходы; $\rho_г$, $\rho_х$ - плотности; $c_г$, $c_х$ - удельные теплоемкости; $T_{гн}$, $T_{хн}$ - начальные температуры; $T_{гк}$, $T_{хк}$ - конечные температуры горячего и холодного теплоносителей.

Средняя движущая сила теплопередачи при прямоточном движении теплоносителей и допущении, что структура их потоков близка к модели идеального вытеснения, может определяться как средняя логарифмическая величина. Изменение температур теплоносителей по длине аппарата представлено на рис. 1.

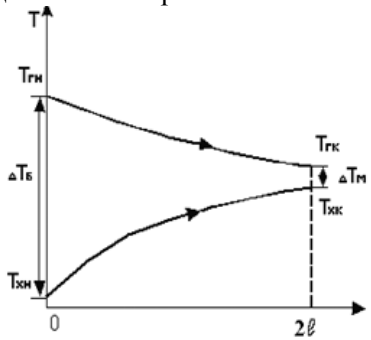


Рис.1 Распределение температур по длине аппарата при прямоточном движении теплоносителей:

2ℓ - длина труб в обеих секциях теплообменника, изображенного на рис.2; $\Delta T_б$ и $\Delta T_м$ - разности температур теплоносителей на концах аппарата.

$$\Delta T_{ср} = \frac{\Delta T_б - \Delta T_м}{\ln \frac{\Delta T_б}{\Delta T_м}}, \quad (6) \qquad \Delta T_б = T_{гн} - T_{хн}, \quad (7) \qquad \Delta T_м = T_{гк} - T_{хк}. \quad (8)$$

Измерив в опыте расходы теплоносителей, а также их начальные и конечные температуры и зная величину поверхности теплопередачи, из уравнения (1) с использованием (3) – (8) может быть найдено опытное значение коэффициента теплопередачи $K_{оп}$.

Расчетное значение коэффициента теплопередачи $K_р$ в случае теплопередачи через плоскую стенку можно найти с использованием коэффициентов теплоотдачи и суммарного термического сопротивления стенки $\sum r_{ст}$, которое определяется термическим сопротивлением самой стенки, а также термическими сопротивлениями загрязнений со стороны каждого теплоносителя:

$$K_р = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_г} + \sum r_{ст} + \frac{1}{\alpha_х}}, \quad (9)$$

$$\sum r_{ст} = \frac{\delta}{\lambda} + r_{зг} + r_{зх}, \quad (10)$$

где δ, λ - толщина и коэффициент теплопроводности стенки; $r_{зг}$, $r_{зх}$ - термические сопротивления загрязнений со стороны горячего и холодного теплоносителей.

Наибольшую сложность при расчете коэффициентов теплопередачи составляет определение коэффициентов теплоотдачи. Перенос тепла внутри теплоносителя может осуществляться за счет четырех механизмов: *молекулярного, конвективного, турбулентного и излучением*. Последним в жидких средах можно пренебречь. Коэффициент теплоотдачи зависит от формы и размера канала, по которому движется теплоноситель, теплофизических свойств теплоносителя и характера его движения.

Теплообменники типа “труба в трубе” состоят из последовательно соединенных секций (рис.2). Каждая секция представляет собой конструкцию из двух соосных круглых труб разного диаметра. Один из теплоносителей (в нашем случае горячий) движется по внут-

ренней трубе, а другой (холодный) - по кольцевому пространству между трубами. Внутренняя труба с наружным диаметром $\mathbf{d_н}$, называемая *теплообменной* 1, соединяется с другой секцией калачом 2. Внешняя труба с наружным диаметром $\mathbf{D_н}$ называется *кожуховой* 3. Кольцевые пространства секций соединяются с помощью штуцеров.

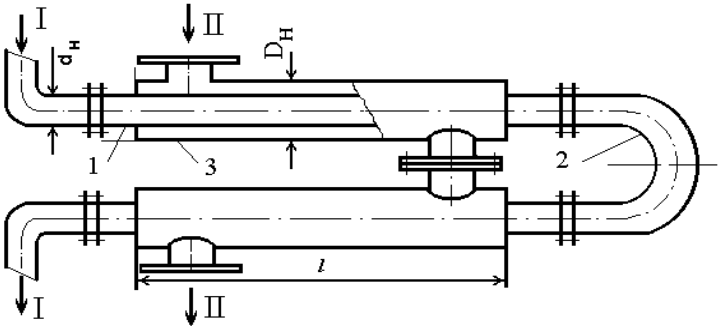


Рис.2. Теплообменник типа "труба в трубе".
1 - теплообменная труба; 2 - калач; 3 - кожуховая труба; **I**, **II** - входы и выходы теплоносителей

Теплопередача между теплоносителями происходит через стенку внутренней (теплообменной) трубы на участке контакта теплоносителей длиной ℓ для каждой из секций.

Судить о характере изотермического движения жидкости в канале можно по величине критерия Рейнольдса:

$$\mathbf{Re} = \frac{\bar{w} \cdot d_э \cdot \rho}{\mu}, \qquad (11)$$

$$\mathbf{d_э} = \frac{\mathbf{4S}}{\mathbf{П_c}}, \qquad (12)$$

где $\bar{w}$ - средняя по сечению канала скорость жидкости; ρ, μ - плотность и динамический коэффициент вязкости жидкости; **S**, $\mathbf{d_Э}$, $\mathbf{П_C}$ - площадь поперечного сечения, эквивалентный диаметр и смоченный периметр канала. При $\mathbf{Re < 2300}$ в каналах круглого и кольцевого сечения наблюдается ламинарный режим течения, при $\mathbf{2300 < Re < 10^4}$ - переходный, при $\mathbf{Re > 10^4}$ - развитый турбулентный. При неизотермическом течении (неоднородности поля температур, наблюдаемой

при теплообмене) характер движения усложняется. Так, например, в горизонтальных круглом и кольцевом каналах возникают циркуляционные конвективные токи, вызванные естественной конвекцией (рис.3).

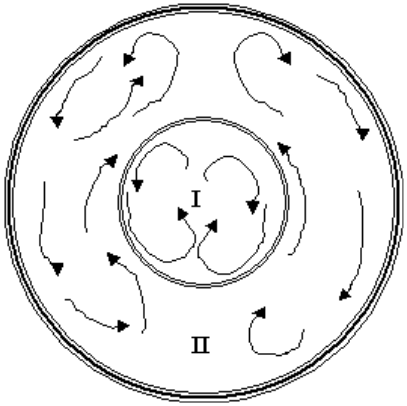


Рис.3 Направления циркуляционных токов в горизонтальном теплообменнике типа “труба в трубе” при $\mathbf{T_I > T_{II}}$.

Заметное влияние на теплоотдачу естественная конвекция начинает оказывать при $\mathbf{(Gr \cdot Pr) > 8 \cdot 10^5}$:

$$\mathbf{Gr = g \cdot d_э^3 \cdot \beta_р \cdot \rho^2 \cdot \Delta T / \mu^2}, \qquad (13)$$

$$\mathbf{Pr = \mu \cdot c_р / \lambda}, \qquad (14)$$

где **Gr** и **Pr** - критерии Грасгофа и Прандтля соответствующего теплоносителя, **g** - ускорение свободного падения, $\boldsymbol{\beta_р}$ - коэффициент объемного расширения, $\boldsymbol{\Delta T}$ - движущая сила теплоотдачи.

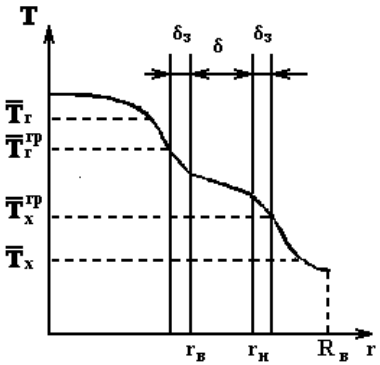


Рис.4. Изменение температуры в процессе теплопередачи через стенку теплообменной трубы толщиной δ при наличии загрязнений толщиной $\delta_з$

$r_в$, $r_н$ - внутренний и наружный радиусы теплообменной трубы, $R_в$ - внутренний радиус кожуховой трубы.

Наименьшие коэффициенты теплоотдачи наблюдаются при ламинарном режиме движения в каналах при отсутствии влияния естественной конвекции, так как перенос тепла в направлении, перпендикулярном поверхности теплопередачи, осуществляется лишь за счет молекулярного механизма. Возникновение конвективных токов (см. рис.3) вызывает дополнительный перенос тепла за счет конвективного механизма и, следовательно, увеличению коэффициентов теплоотдачи. Переход от ламинарного к турбулентному режиму движения приводит к увеличению коэффициентов теплоотдачи за счет дополнительного переноса тепла турбулентным механизмом. В инженерной практике коэффициенты теплоотдачи рассчитывают с использованием критериальных уравнений. Сложность таких расчетов заключается в необходимости знания средних граничных температур $\overline{T}_х^{гр}$, $\overline{T}_г^{гр}$ теплоносителей (рис. 4), входящих в критериальное уравнение и учитывающих изменение теплофизических свойств теплоносителя от ядра до границы раздела фаз. Определить их, а также коэффициенты теплоотдачи можно из решения системы пяти уравнений:

$$\dot{Q} = \alpha_г \cdot F \cdot (\bar{T}_г - \bar{T}_г^{гр}), \quad (15)$$

$$\dot{Q} = \alpha_х \cdot F \cdot (\bar{T}_х^{гр} - \bar{T}_х), \quad (16)$$

$$\dot{Q} = F(\bar{T}_г^{гр} - \bar{T}_х^{гр}) / \sum r_{ст}, \quad (17)$$

$$\alpha_г = \alpha_г \left(\pi_i(T_{г0}, \bar{T}_г^{гр}), \ell_i^*\right), \quad (18)$$

$$\alpha_х = \alpha_х \left(\pi_j(T_{х0}, \bar{T}_х^{гр}), \ell_j^*\right), \quad (19)$$

где $\bar{T}_г$, $\bar{T}_х$ - средние температуры горячего и холодного теплоносителей; π_i, π_j, ℓ_i^*, ℓ_j^* - критерии и симплексы геометрического подобия; $T_{г0}$, $T_{х0}$ - определяющие температуры, при которых рассчитываются соответствующие критерии (в качестве определяющих температур обычно используются средние температуры теплоносителей или величины, средние между ними и граничными температурами).

Поскольку уравнения (18), (19) для определения коэффициентов теплоотдачи, как правило, являются нелинейными, получить аналитическое решение системы уравнений (15) – (19) не удается. Решение может проводиться численными методами на компьютере. В результате решения находятся следующие неизвестные величины: $\bar{T}_х^{гр}$, $\bar{T}_г^{гр}$, $\alpha_х$, $\alpha_г$, $\dot{Q}$.

Цели работы:

1. ознакомиться со схемой установки и конструкцией теплообменника типа «труба в трубе»;
2. найти опытные и расчетные значения коэффициента теплопередачи при различных условиях проведения эксперимента;
3. проанализировать влияние различных факторов на коэффициенты теплоотдачи и теплопередачи.

Описание установки

Установка состоит из двухсекционного теплообменника типа «труба в трубе», трубопроводов для подвода и отвода холодной и горячей воды, запорной арматуры и контрольно-измерительных приборов. Схема установки представлена на рис. 5.

В теплообменнике предусматривается прямоточное движение теплоносителей. На входе в аппарат и выходе из него установлены температурные датчики, соединенные с цифровыми приборами, размещенными на панели стенда, показывающими температуры горячей начальной $\mathbf{T_{гн}}$, холодной начальной $\mathbf{T_{хн}}$, горячей конечной $\mathbf{T_{гк}}$, холодной конечной $\mathbf{T_{хк}}$ воды. Измерение объемных расходов холодной $\dot{\mathbf{V}}_{\mathbf{x}}$ и горячей $\dot{\mathbf{V}}_{\mathbf{г}}$ воды производится с помощью ротаметров, а регулировка расходов - с помощью вентилей **ВР1** и **ВР2**.

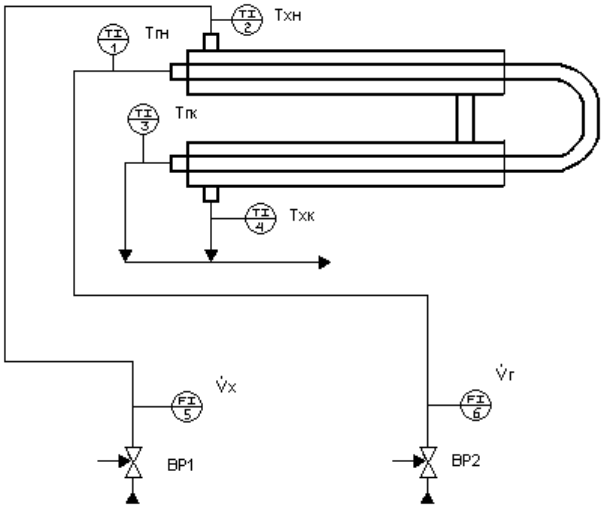


Рис.5 Схема установки

Длина наружной (кожуховой) стальной трубы каждой из секций $\ell = \mathbf{1.44}$ м, ее наружный диаметр $\mathbf{D_н = 38}$ мм, толщина стенки **2** мм ($\varnothing \mathbf{38 \times 2}$), следовательно, ее внутренний диаметр $\mathbf{D_в = 38 - 2 \times 2 = 34}$ мм. Внутренняя (теплообменная) труба изготовлена из латуни ($\varnothing \mathbf{18 \times 1}$). Поверхность теплопередачи теплообменника $\mathbf{F = 0.154}$ $\mathbf{м^2}$.

В установке предусмотрены различные источники горячей воды: центральное горячее водоснабжение, проточный водонагреватель, через который может пропускаться как холодная водопроводная вода, так и горячая вода от центрального водоснабжения.

Внимание! Решение об использовании в работе конкретного источника горячей воды принимает преподаватель, включение установки осуществляет работник учебно-вспомогательного персонала. Показание ротаметра для измерения расхода горячей воды не должно быть меньше 70 делений во избежание поломки проточного водонагревателя.

Примечание: краны, установленные на трубопроводах не имеют отношения к данной лабораторной работе. Они предназначены для возможности использования отдельных элементов рассматриваемой установки для выполнения лабораторной работы по изучению градирни.

Порядок проведения работы

После собеседования с преподавателем устанавливаются рекомендованные им расходы теплоносителей в диапазоне **60 ÷ 100** делений ротаметра для холодной и горячей воды. Величины объемных расходов теплоносителей определяются по тарировочным графикам, размещенным на панели стенда, в течение опыта эти расходы должны поддерживаться постоянными. По истечении 10 – 15 минут, необходимых для выхода процесса теплопередачи на стационарный режим, измеряются начальные и конечные температуры теплоносителей. Результаты первого опыта заносятся в таб. 1. Затем расход холодного теплоносителя уменьшают примерно в два раза и, через 10 – 15 минут, заносят в таб. 1 результаты второго опыта. При возможности изменения температуры горячей воды проводят третий опыт (по решению преподавателя) с иной начальной температурой горячей воды, сохраняя расходы теплоносителей, как во втором опыте. По окончании эксперимента студенты ставят об этом в известность преподавателя и дают ему на подпись таблицу с опытными данными.

Таблица 1

Результаты эксперимента

№ опыта	Показания ротаметра		Расход воды		Температуры теплоносителей			
	для горячей воды, деления	для холодной воды, деления	$\dot{V}_г \times 10^6$, $м^3/с$	$\dot{V}_х \times 10^6$, $м^3/с$	$T_{гн}$, ^0C	$T_{гк}$, ^0C	$T_{хн}$, ^0C	$T_{хк}$, ^0C
1 2 3								

Обработка опытных данных

1. Определение опытных значений коэффициента теплопередачи $К_{оп}$. $К_{оп}$ находятся для каждого опыта из уравнения теплопередачи (1). Для этого вначале рассчитываются средние движущие силы теплопередачи по (6)-(8), а затем средние температуры теплоносителей $\overline{T}_i$. Для теплоносителя, меньше изменяющего температуру от начального значения до конечного,

$$\overline{T}_i = \left(T_{iн} + T_{iк}\right)/2, \qquad (20)$$

а для другого

$$\overline{T}_j = \overline{T}_i \pm \Delta T_{ср}. \qquad (20а)$$

Знак “+” в уравнении (20а) используется при соответствии i холодному теплоносителю, а знак “–” – горячему. По средним температурам теплоносителей из таблиц, приведенных в приложении, находятся значения удельных теплоемкостей $c_{рг}$, $c_{рх}$ и плотностей $\rho_г$, $\rho_х$.

По уравнениям (4) и (5) определяются тепловые нагрузки теплообменника $\dot{Q}_г$ и $\dot{Q}_х$. При допущении об отсутствии потерь тепла в окружающую среду (горячий теплоноситель движется по внутренней трубе, калач покрыт тепловой изоляцией) $\dot{Q}_г$ и $\dot{Q}_х$ должны быть равны. Однако вследствие погрешности эксперимента, особенно при измерении температур, где она составляет $0.5^0 C$, эти величины могут отличаться. Поэтому рекомендуется в качестве тепловой нагрузки использовать в (1) их среднее значение

$$\dot{Q} = \left(\dot{Q}_г + \dot{Q}_х\right) / 2 \qquad (21)$$

Найденные величины заносятся в табл. 2.

Таблица 2

Определение опытных значений коэффициента теплопередачи

№ опыта	$\Delta T_{ср}$, ^0C	$\bar{T}_г$, ^0C	$\bar{T}_х$, ^0C	$\dot{Q}_г$, Вт	$\dot{Q}_х$, Вт	$\dot{Q}$, Вт	$K_{оп}$, Вт/м^{2}К
1 2 3							

2. Определение расчетных приближенных значений коэффициента теплопередачи $K_р$. Приближение заключается в пренебрежении влиянием на коэффициенты теплоотдачи изменения теплофизических свойств теплоносителей при изменении температуры от граничной до температуры ядра фазы. $K_р$ находят из уравнения (9). Для расчетов коэффициентов теплоотдачи требуется определение режимов движения теплоносителей. Вначале находят площади поперечного сечения $S_г$, $S_х$, смоченные периметры $П_{сг}$, $П_{сх}$ и эквивалентные диаметры $d_{эг}$, $d_{эх}$ каналов, по которым движутся теплоносители. Поскольку горячий теплоноситель движется по теплообменной трубе круглого сечения, а холодный – по кольцевому сечению между кожуховой и теплообменной трубами (см. рис. 2, 3), то

$$S_г = \pi d_в^2 / 4, \quad (22) \qquad S_х = \pi(D_в^2 - d_н^2) / 4, \quad (23)$$

$$П_{сг} = \pi d_в, \quad (24) \qquad П_{сх} = \pi(d_н + D_в), \quad (25)$$

где $d_в$, $D_в$ - внутренние диаметры теплообменной и кожуховой труб соответственно; $d_н$ - наружный диаметр теплообменной трубы; $d_{эг}$, $d_{эх}$ находятся из (12).

Далее рассчитываются средние скорости теплоносителей

$$\bar{w}_г = \dot{V}_г / S_г, \quad (26) \qquad \bar{w}_х = \dot{V}_х / S_х, \quad (27)$$

а затем величины критерия Рейнольдса по (11). Заметное влияние естественной конвекции на величину коэффициента теплоотдачи при соблюдении приведенных выше условий проведения эксперимента в данном теплообменнике может рассматриваться лишь для холодного теплоносителя. Поэтому в приближенном расчете критерий Грасгофа находится только для него (13), а коэффициент теплоотдачи горячего теплоносителя рассчитывается без учета естественной конвекции, т.е. считается, что $Gr_г \cdot Pr_г < 8 \cdot 10^5$. Поскольку, как показали результаты расчета, сопротивление теплопередачи определяется в основном сопротивлением теплоотдачи холодного теплоносителя, средняя движущая сила теплоотдачи холодного теплоносителя $\overline{\Delta T_х}$ приближенно может быть найдена из средней движущей силы теплопередачи $\Delta T_{ср}$ и использована при расчете $Gr_х$ в (13):

$$\overline{\Delta T_х} = 0.75 \Delta T_{ср}. \quad (28)$$

В приближенном расчете все теплофизические свойства теплоносителей могут определяться при их средних температурах $\overline{T}_г$, $\overline{T}_х$ по данным, приведенным в приложении. Коэффициенты теплоотдачи горячего и холодного теплоносителей находятся из критериальных уравнений, область применения которых определяется величинами критериев **Re** и $Gr \cdot Pr$. Определяемым критерием при этом является критерий Нуссельта **Nu**, из которого затем по (35) находится коэффициент теплоотдачи:

при $Re \geq 10^4$, $Nu = 0.021 Re^{0.8} Pr^{0.43} \left(Pr / Pr_{гр} \right)^{0.25}$, $T_{опр} = \overline{T}$ (29)

при $Re \leq 2300$, $Gr \cdot Pr < 8 \cdot 10^5$, $T_{опр} = (\overline{T} + \overline{T}^{гр}) / 2$

для круглой трубы

$$Nu = 1.55\left(Re \cdot Pr \frac{d_э}{2\ell}\right)^{1/3} \left(\mu / \mu_{гр}\right)^{0.14} \qquad (30)$$

для кольцевого сечения при $d/D \approx 0.5$, $x < 400$, где $x = Re \cdot Pr \cdot d_э / \ell$

$$Nu = (6.15 + 0.0672 \cdot x - 8.8 \cdot 10^{-5} \cdot x^2)(\mu / \mu_{гр})^{0.14}, \qquad (31)$$

при $2300 < Re < 10^4$, $Gr \cdot Pr < 8 \cdot 10^5$, $T_{опр} = \overline{T}$

$$Nu = (-6.1 + 4.75 \cdot 10^{-3} Re - 8.14 \cdot 10^{-8} Re^2) Pr^{0.43} \left(Pr / Pr_{гр}\right)^{0.25} \qquad (32)$$

при $Re \le 3500$, $Gr \cdot Pr > 8 \cdot 10^5$, $T_{опр} = (\overline{T} + \overline{T}^{гр}) / 2$

$$Nu = 0.8(Re \cdot Pr \cdot d_э / \ell)^{0.4} (Gr\,Pr)^{0.1} (\mu / \mu_{гр})^{0.14} \qquad (33)$$

при $3500 < Re < 10^4$, $Gr \cdot Pr > 8 \cdot 10^5$, $T_{опр} = (\overline{T} + \overline{T}^{гр}) / 2$

$$Nu = 0.022 Re^{0.8} \cdot Pr^{0.4} (\mu / \mu_{гр})^{n}, \qquad (34)$$

где $n = 0.11$ для холодного, $n = 0.25$ для горячего теплоносителя.

$$\alpha = Nu \cdot \lambda / d_э, \qquad (35)$$

где λ - коэффициент теплопроводности теплоносителя, определяемый при температуре $T_{опр}$, как и другие свойства теплоносителей в уравнениях (29)-(34), за исключением $Pr_{гр}$ и $\mu_{гр}$, которые находятся при граничной температуре $\overline{T}^{гр}$.

Внимание! В приближенном расчете все теплофизические свойства теплоносителей могут определяться при их средних температурах $\overline{T}_г$, $\overline{T}_х$, отношения $(Pr / Pr_{гр}) \approx (\mu / \mu_{гр}) \approx 1$ приниматься равными единице, а в уравнении (13) $\beta_р = 2 \cdot 10^{-4} К^{-1}$

При расчете суммарного термического сопротивления стенки $\sum r_{ст}$ по (10) можно взять $r_{зг} = r_{зх} = 1.7 \cdot 10^{-4} \ \frac{м \cdot К}{Вт}$, коэффициент теплопроводности латуни $\lambda = 93$ $Вт / (м \cdot К)$ [16]. Расчетные величины заносят в табл. 3.

Таблица 3

Приближенный расчет коэффициентов теплопередачи

$S_г$ = $S_х$ = $d_{эг}$ = $d_{эх}$ = $\sum r_{ст}$ =

№ опыта	$\bar{w}_г$, м/с	$\bar{w}_х$, м/с	$Re_г$	$Re_х$	$Gr_х \cdot Pr_х$	$\alpha_г, \frac{Вт}{м^2К}$	$\alpha_х, \frac{Вт}{м^2К}$	$K_р, \frac{Вт}{м^2К}$
1 2 3								

Предварительно анализируется соответствие опытных и расчетных значений коэффициентов теплопередачи.

3.Уточненный расчет коэффициентов теплоотдачи и теплопередачи.Точный расчет коэффициентов теплоотдачи должен учитывать изменение теплофизических свойств теплоносителей при изменении температуры от $\bar{T}_{гр}$ до $\bar{T}$. Для этого нужно решать систему уравнений (15)-(19) с использованием в зависимости от условий соответствующих выражений (29)–(35). Кроме того, необходимы соотношения, аппроксимирующие теплофизические свойства теплоносителей в зависимости от температуры $\rho(T)$, $\mu(T)$, $\lambda(T)$, $c_p(T)$, $\beta_p(T)$.

Решение такой задачи весьма трудоемко, и поэтому проводится на компьютере. На кафедре ПАХТ составлена программа, позволяющая произвести уточненный расчет, который оформляется в виде табл. 4. Кроме того, компьютер находит и все величины, приведенные в табл. 2 и 3, что позволит проверить правильность проведенных студентами расчетов.

Внимание! *Допуск к работе на компьютере студенты получают лишь после проверки преподавателем их собственных расчетов и при отсутствии в них грубых ошибок.*

Уточненный расчет коэффициентов теплоотдачи и теплопередачи осуществляет компьютерная программа «teploobmen», в которую в режиме диалога вводятся исходные данные из табл. 1. Запуск программы осуществляется с помощью файла «tepl.exe»

Анализ результатов

1. Проверяется соответствие собственных расчетов, представленных в таб. 2 и 3, результатам, полученным с помощью компьютера. В случае расхождения находятся ошибки.
2. Сравниваются результаты приближенного и точного расчетов коэффициентов теплоотдачи и теплопередачи.
3. Анализируется и объясняется зависимость коэффициентов теплоотдачи и теплопередачи от расхода холодного теплоносителя и разности температур теплоносителей, если проводился третий опыт.

Контрольные вопросы

1. Какие процессы называются теплообменными? Перечислите их.
2. Дайте определения понятий теплоотдачи и теплопередачи, запишите уравнения, описывающие эти процессы, дайте определения величин, входящих в уравнения.
3. Запишите и поясните уравнения теплового баланса.
4. С помощью каких механизмов может осуществляться перенос тепла и как они влияют на величину коэффициента теплоотдачи?
5. Как можно найти опытное и расчетное значения коэффициентов теплопередачи?
6. Поясните схему лабораторной установки и конструкцию теплообменника типа «труба в трубе».
7. От чего зависят коэффициенты теплопередачи, как их можно увеличить в данном теплообменнике?
8. Что произойдет с коэффициентом теплопередачи при условиях второго опыта, если увеличить на четверть диаметр теплообменной трубы?

РАБОТА 19

ИЗУЧЕНИЕ ПРОЦЕССА ДИСТИЛЛЯЦИИ

Доц. М.А. Мухамедзянов, доц. М.И. Фарахов, доц. И.М. Шигапов

Дистилляция – процесс разделения жидких смесей за счет частичного испарения с последующей конденсацией пара. Дистиллят, образующийся при конденсации пара, содержит больше легколетучих компонентов, а неиспарившаяся жидкость (кубовый остаток) – труднолетучих компонентов по сравнению с исходной смесью.

Частный случай дистилляции - термическое обессоливание воды – является по сути процессом выпаривания и заключается в испарении воды при ее кипении с последующей конденсацией пара, в результате чего раствор солей остается в аппарате - испарителе, а в приемнике образуется дистиллированная вода, лишенная всех практически нелетучих примесей. Эта вода используется при проведении различных процессов в химической технологии, в медицинской и других отраслях промышленности.

Процесс дистилляции, особенно водных смесей, весьма энергоемкий процесс. Он представляет собой процесс с фазовыми превращениями. Первое превращение происходит в испарителе при кипении и заключается в образовании пара за счет теплоты, сообщаемой электронагревателем. Следующее превращение - полная конденсация пара с образованием дистиллята – происходит в конденсаторе.

Аппараты и трубопроводы производств покрывают тепловой изоляцией, и потери тепла в окружающую среду составляют около 3÷5%. При работе аппарата без тепловой изоляции и наличии негерметичности в узлах соединений, трубопроводов, крышек и т. д. доля потерь в окружающую среду значительна. Основную часть составляют потери тепла стенками аппарата $\dot{\mathbf{Q}}_{\mathbf{ст}}$ **.**

В аквадистилляторе (рис. 1) основная часть аппарата покрыта теплоизоляцией, но есть участки и без теплоизоляции.

Материальный баланс. Согласно закону сохранения массы в стационарных условиях для системы можно записать

$$\sum \dot{G}_{ВХ} = \sum \dot{G}_{ВЫХ},$$

где $\sum \dot{G}_{ВХ}$ - сумма массовых потоков, входящих в систему, $\sum \dot{G}_{ВЫХ}$ - сумма массовых потоков, выходящих из системы.

Уравнение материального баланса установки записывается в виде:

$$\dot{G}_{Н} = \dot{G}_{D} + \dot{G}_{СЛ} + \dot{G}_{ПАР}, \qquad (1)$$

где $\dot{G}_{Н}$ – расход воды, поступающей на установку, кг/с; $\dot{G}_{D}$ – расход дистиллированной воды, кг/с; $\dot{G}_{СЛ}$ – расход воды, сливаемой в канализацию, кг/с; $\dot{G}_{ПАР}$ – расход воды с уходящим паром, кг/с.

*Тепловой баланс установки.*Запишем статьи прихода и расхода тепла.

Приход тепла в единицу времени:

а) от электронагревателя (ТЭНа) $\dot{Q}_{Т} = J \cdot U$, Вт;

б) с поступающей водой $\dot{Q}_{Н} = \dot{G}_{Н} \cdot c_{Н} \cdot T_{Н}$, Вт,

где $c_{н}$ - удельная теплоемкость воды при заданной температуре, Дж/(кг · град); $T_{Н}$ - начальная температура воды, °С; J – сила тока в сети электропитания, А; U – напряжение, В.

Расход тепла:

а) с дистиллированной водой $\dot{Q}_{D} = \dot{G}_{D} \cdot \tilde{n}_{D} \cdot T_{D}$, Вт;

б) с водой, сливаемой в канализацию, $\dot{Q}_{СЛ} = \dot{G}_{СЛ} \cdot c_{СЛ} \cdot T_{СЛ}$, Вт;

в) с избытком пара, который выходит через впаянную трубку, $\dot{Q}_{ПАР} = \dot{G}_{ПАР} \cdot i$, Вт;

г) потери тепла в окружающую среду от стенок аппарата $\dot{Q}_{П}$, Вт,

где T_{D}, $T_{сл}$ - температура дистиллята и воды на сливе соответственно, °С; $i = 2679 \cdot 10^{3}$ Дж/кг – теплосодержание пара при Т = 100 ^{0}С,.

Уравнение теплового баланса будет иметь вид:

$$\dot{Q}_{Т} + \dot{G}_{Н} \cdot c_{Н} \cdot T_{Н} = \dot{G}_{D} \cdot c_{D} \cdot T_{D} + \dot{G}_{СЛ} \cdot c_{СЛ} \cdot T_{СЛ} + \dot{G}_{ПАР} \cdot i + \dot{Q}_{П}^{Э} \qquad (2)$$

Уравнение (2) позволяет определить экспериментальную величину потерь тепла в окружающую среду $\dot{Q}_{П}^{Э}$.

Расчетное значение теплопотерь аквадистиллятора определяют по уравнению теплоотдачи:

$$\dot{Q}_{П}^{Р} = \alpha_{СТ} \cdot F \cdot (T_{СТ} - T_{В\text{-}Х}), \qquad (3)$$

где $\alpha_{СТ} = \alpha_{Л} + \alpha_{К}$ – суммарный коэффициент теплоотдачи в окружающую среду лучеиспусканием и конвекцией, Вт/(м^2 · град); F – площадь поверхности теплоотдачи, м^2; $T_{СТ}$ – температура поверхности стенки аппарата, °С; $T_{В\text{-}Х}$ – температура окружающего воздуха, °С.

В инженерных расчетах $\alpha_{СТ}$ определяют по эмпирической зависимости:

$$\alpha_{СТ} = 9,3 + 0,058 \cdot T_{СТ} \qquad (4)$$

Дистилляционную установку эксплуатируют при определенных расходах охлаждающей воды.

Для оценки эффективности использования энергии при работе аквадистиллятора можно использовать КПД установки, представляющий собой отношение полезно затраченной энергии к величине энергии, подведенной к установке. При определении экспериментального $\eta_{Э}$ и расчетного $\eta_{Р}$ КПД необходимо учитывать потери тепла с паром из патрубка 10 и от поверхности аппарата:

$$\eta = (\dot{Q}_{Т} - \dot{Q}_{ПАР} - \dot{Q}_{П}) / \dot{Q}_{Т}, \qquad (5)$$

где $\dot{Q}_{П}$ – экспериментальные $\dot{Q}_{П}^{Э}$ или расчетные $\dot{Q}_{П}^{Р}$ потери тепла в окружающую среду соответственно, Вт.

Цель работы:

1. Экспериментальное исследование работы аквадистиллятора по определению мощности, затрачиваемой на проведение процесса дистилляции, расходов и температур теплоносителей;
2. Определение экспериментальных и расчетных потерь тепла в окружающую среду и энергетических КПД.
3. Определение потерь тепла в окружающую среду и расхода дистиллята в зависимости от расхода охлаждающей воды.

Описание установки

Принцип действия аквадистиллятора основан на конденсации отсепарированного пара.

Основными частями установки являются аквадистиллятор и электрощит. Аквадистиллятор состоит из испарителя 2, электронагревателей 4, датчика уровня 5, конденсатора 9, уравнителя 13 (рисунок 1).

Испаритель 2 посредством патрубка 6 соединен с конденсатором 9, состоящим из двух самостоятельных камер, внутренней 7 и наружной 8, вмонтированных одна в другую.

В камере 8 во время работы установки непрерывно протекает водопроводная вода, охлаждающая внутреннюю камеру 7. В испарителе вода нагревается электронагревателем до кипения. Образующийся при этом пар поступает во внутреннюю камеру 7, конденсируется и вытекает в виде дистиллята через патрубок 16.

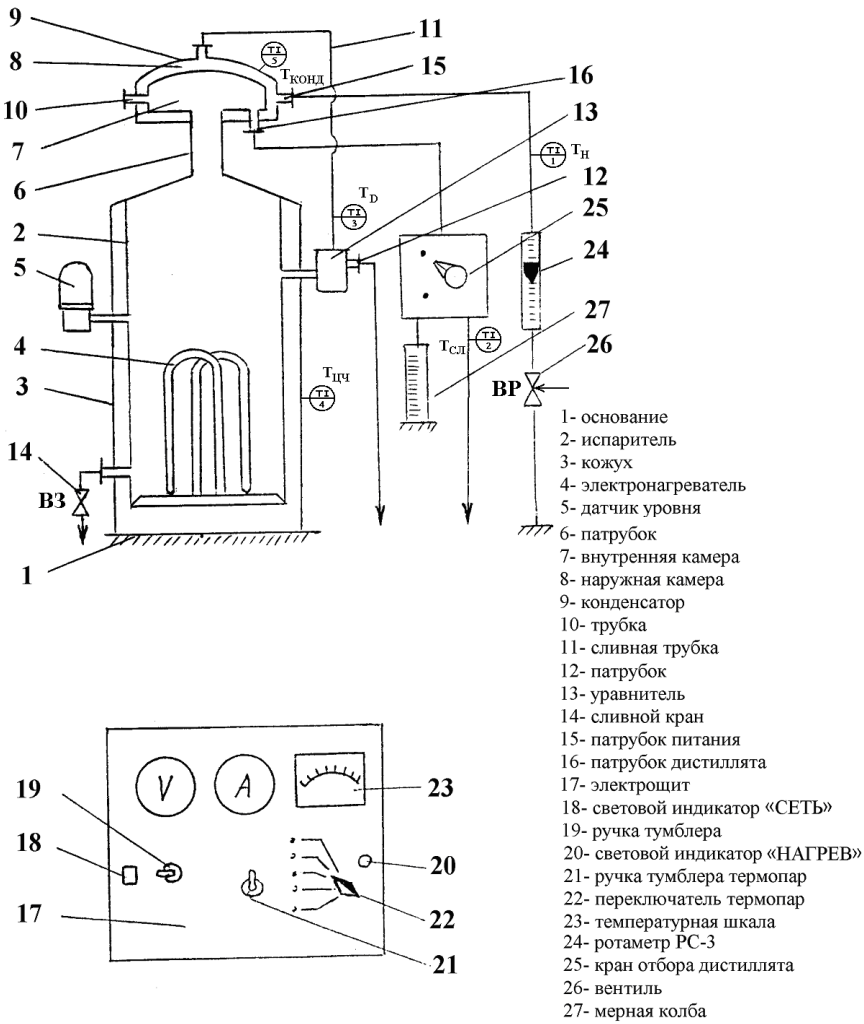
В начале работы водопроводная вода, непрерывно поступающая через патрубок 15, заполняет наружную камеру конденсатора 8 и по сливной трубке 11 через уравнитель 13 заполняет испаритель до установленного уровня. По мере выкипания вода поступает в испаритель только частично, основная же часть, проходя через камеру 8, сливается по сливной трубке 11 в уравнитель 13 и далее через патрубок 12 в канализацию.

Уравнитель 13 предназначен для постоянного поддержания необходимого уровня в испарителе 2.

Установка снабжена автоматическим устройством – датчиком уровня 5, предохраняющим электронагреватели от перегорания в случае понижения уровня воды ниже допустимого.

Снаружи испаритель защищен кожухом 3. Чтобы предотвратить повышение давления в испарителе, в стенку конденсатора впаяна трубка 10, через которую выходит небольшой избыток пара.

Для защиты от поражения электрическим током аппарат изготовлен по классу 1 в соответствии с ГОСТ 12.2.025.



1- основание
2- испаритель
3- кожух
4- электронагреватель
5- датчик уровня
6- патрубок
7- внутренняя камера
8- наружная камера
9- конденсатор
10- трубка
11- сливная трубка
12- патрубок
13- уравнитель
14- сливной кран
15- патрубок питания
16- патрубок дистиллята
17- электрощит
18- световой индикатор «СЕТЬ»
19- ручка тумблера
20- световой индикатор «НАГРЕВ»
21- ручка тумблера термопар
22- переключатель термопар
23- температурная шкала
24- ротаметр РС-3
25- кран отбора дистиллята
26- вентиль
27- мерная колба

Рис. 1. Схема установки аквадистиллятора

Порядок проведения работы

По заданию преподавателя установить с помощью регулирующего вентиля ВР расход воды в аквадистилляторе в диапазоне 40 – 60 делений ротаметра РС-3. Подать напряжение на электрощит установки, включив рубильник или выключатель. Перевести ручку тумблера 19 на электрощите 17 в положение «ВКЛ». При этом загорается световой индикатор 18 «СЕТЬ». При достижении необходимого уровня воды в испарителе датчик уровня автоматически включает электронагреватели. При этом загорается индикатор 20 «НАГРЕВ».

1. По показаниям амперметра А и вольтметра V определяется мощность, потребляемая установкой, или тепловая нагрузка аппарата.

2. По показаниям ротаметра РС - 3 и градуировочному графику (рис. 2) определяется объемный расход воды $\dot{\mathbf{V}}_{\mathbf{н}}$, поступающей через патрубок питания 15.

Внимание! Строго следить за постоянством расхода исходной воды.

3. С помощью мензурки и секундомера замеряется методом отсечки объемный расход дистиллированной воды $\dot{\mathbf{V}}_{\mathbf{Д}}$, вытекающей из патрубка дистиллята 16.

4. Включить тумблер 21. Меняя положения переключателя термопар 22, замеряются температуры теплоносителей.

Позиции переключателя термопар 22 на электрощите установки соответствуют следующим температурам:

1 – температура воды на входе в установку $\mathbf{T_{Н}}$;

2 – температура воды, отводимой в канализацию $\mathbf{T_{СЛ}}$;

3 – температура дистиллированной воды $\mathbf{T_{D}}$;

4 – средняя температура цилиндрической части кожуха испарителя $\mathbf{T_{ЦЧ}}$;

5 – средняя температура наружной камеры конденсатора $\mathbf{T_{КОНД}}$;

Температура окружающего воздуха $\mathbf{T_{В\text{-}Х}}$ определяется по термометру, находящемуся в лаборатории.

Все измеренные величины заносятся в табл. 1.

Установку выключать в следующей последовательности:

– обесточить установку, перевести ручку тумблера 19 в положение «ВЫКЛ»;

– отключить воду, закрыв вентиль ВР;

– слить воду из испарителя, открыв кран 14.

При длительной эксплуатации аквадистиллятора необходимо периодически, через 2–3 часа непрерывной работы, сливать воду из испарителя, предварительно отключив установку от электросети.

Примечание. п*еред последующей эксплуатацией установки закрыть сливной кран 14.*

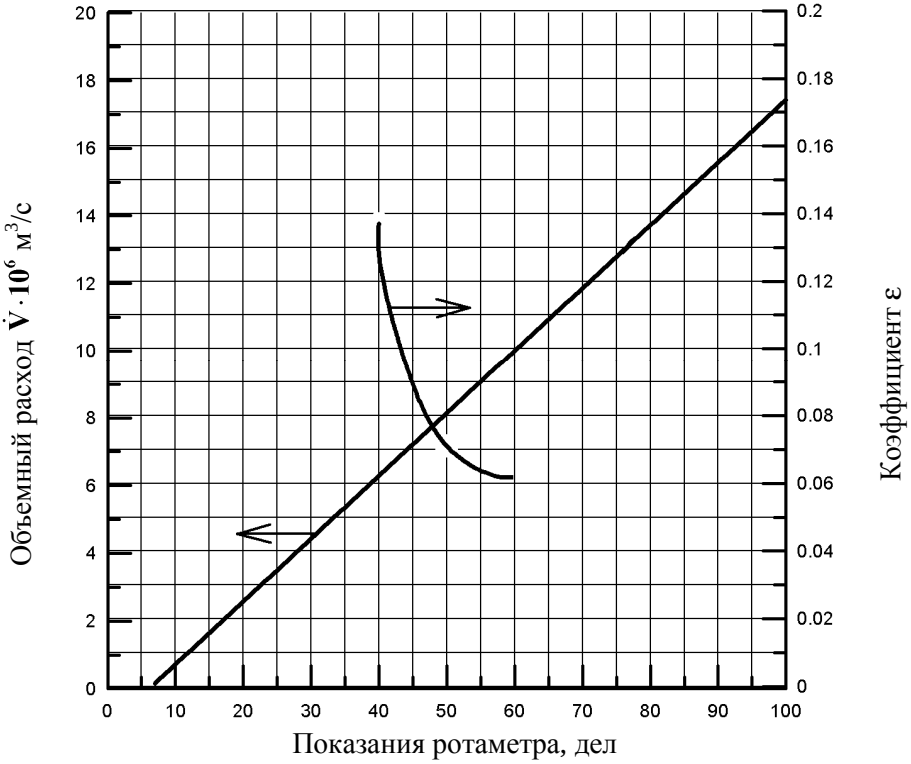


Рис. 2. Зависимость расхода жидкости и коэффициента ε от показаний ротаметра

Обработка опытных данных

Опытные и расчетные данные сводятся в табл. 1, 2. По показаниям амперметра и вольтметра определяется мощность, потребляемая установкой, или тепловая нагрузка аппарата $\dot{Q}_T$. Рассчитываются массовые расходы воды, поступающей на установку, $\dot{G}_H$ и дистиллята $\dot{G}_D$ ($\dot{G} = \dot{V} \cdot \rho$). Из уравнения материального баланса (1) определяется расход воды, сливаемой в канализацию $\dot{G}_{СЛ}$.

Расход пара $\dot{G}_{ПАР}$, который выходит через трубку 10, изменяется в зависимости от расхода дистиллята $\dot{G}_D$ и определяется как $\dot{G}_{ПАР} = \varepsilon \dot{G}_D$. График изменения коэффициента ε при различных показаниях ротаметра представлен на рис.2.

Далее составляется тепловой баланс установки в виде уравнения (2) и определяется экспериментальная величина потерь тепла в окружающую среду $\dot{Q}_П^Э$ от стенок аппарата.

Определяются коэффициенты теплоотдачи стенки цилиндрической части кожуха испарителя $\alpha_{ЦЧ}$, конденсатора $\alpha_{КОНД}$ и патрубка $\alpha_{ПАТ}$, используя эмпирическую зависимость (4), в которую подставляются значения, соответственно $T_{ЦЧ}$ - температуры стенки кожуха, $T_{КОНД}$ - температуры конденсатора, $T_{ПАТ}$ - температуры патрубка 6, равной 88 °С.

Расчетные потери тепла стенками аппарата $\dot{Q}_П^Р$ в уравнении (3) складываются из потерь тепла цилиндрической частью кожуха аппарата $\dot{Q}_{ЦЧ}$, потерь тепла поверхностью патрубка $\dot{Q}_{ПАТ}$ и потерь тепла поверхностью конденсатора $\dot{Q}_{КОНД}$.

Площадь поверхности цилиндрической части кожуха аппарата $F_{ЦЧ}$ = 0,2763 м^2.

Площадь поверхности патрубка 6 $F_{ПАТ}$ = 0,04261 м^2.

Площадь поверхности конденсатора 9 $F_{КОНД}$ = 0,0785 м^2.

Энергетический КПД установки для данного расхода воды определяют по формуле (5).

Таблица 1

Результаты измерений

№ опыта	U, В	J, А	РС-3 дел.	$\dot{V}_н \cdot 10^6$ м³/с	$\dot{V}_D \cdot 10^6$ м³/с	Температура, ^{0}C					
						$T_н$	$T_{сл}$	T_D	$T_{цч}$	$T_{КОНД}$	$T_{В-Х}$

Таблица 2

Вычисленные величины

№ опыта	$\dot{Q}_Т$ Вт	$G_{сл} \cdot 10^6$ кг/с	$\dot{Q}^Э_П$ Вт	$\alpha_{цч}$ $\frac{Вт}{м^2К}$	$\alpha_{ПАТ}$ $\frac{Вт}{м^2К}$	$\alpha_{кон}$ $\frac{Вт}{м^2К}$	$\dot{Q}_{цч}$ Вт	$\dot{Q}_{ПАТ}$ Вт	$\dot{Q}_{КОНД}$ Вт	$\dot{Q}^Р_П$ Вт

Контрольные вопросы

1. Дайте определение процесса дистилляции.
2. Объясните принцип работы дистилляционной установки.
3. Перечислите приборы, необходимые для проведения работы, и их назначение.
4. Какие процессы фазового превращения происходят в процессе дистилляции?
5. Составьте уравнения материального и теплового баланса.
6. Как определяются экспериментальные и расчетные потери тепла в окружающую среду?
7. Как меняются потери тепла в окружающую среду по мере изменения расхода охлаждающей воды?
8. Предложите способы уменьшения потерь тепла в окружающую среду в производстве.

РАБОТА 20

ИЗУЧЕНИЕ ПРОЦЕССА МАССООТДАЧИ ПРИ РАСТВОРЕНИИ ТВЕРДОГО ВЕЩЕСТВА В АППАРАТЕ С МЕХАНИЧЕСКИМ ПЕРЕМЕШИВАНИЕМ

Доц. Э.Н. Закиров, доц. В.Г. Бочкарев

Массообменными называют процессы, в которых происходит перенос вещества из одной фазы в другую. Эти процессы имеют широкое применение в химической технологии для разделения гомогенных (жидких, газовых, паровых) систем, а также для гомогенизации систем, как в случае растворения.

Массообменный процесс – сложный процесс, который включает в себя перенос вещества в пределах одной фазы, перенос распределяемого вещества через границу раздела соприкасающихся фаз, перенос вещества в пределах другой фазы. Этот сложный процесс переноса вещества из фазы в фазу называется *массопередачей*. Перенос распределяемого вещества из ядра фазы к границе раздела фаз или обратно в пределах одной фазы называется *массоотдачей*.

Механизмы переноса вещества: молекулярная диффузия, конвективный перенос и перенос под действием турбулентных пульсаций, называемый турбулентной диффузией.

Существуют различные модели для описания массоотдачи. Согласно модели пограничного слоя, в каждой фазе можно выделить две области: ядро фазы и пограничный слой.

В ядре фазы, где происходит интенсивное перемешивание, перенос распределяемого вещества осуществляется преимущественно конвективным механизмом. Концентрация распределяемого вещества в нем почти постоянна. *Пограничный слой* является областью 99 % изменения концентрации распределяемого вещества вблизи границы раздела фаз (рис.1). Перенос вещества в пограничном слое осуществляется за счет всех трех механизмов, причем по мере приближения к поверхности раздела фаз происходит затухание конвекционных токов и турбулентных пульсаций, что приводит к возрастанию доли молеку-

лярной диффузии. Перенос вещества в непосредственной близости от границы раздела фаз осуществляется молекулярной диффузией.

Наиболее простой моделью пограничного слоя является пленочная, согласно которой в пограничном слое перенос вещества происходит только за счет молекулярной диффузии, из чего следует линейный профиль изменения концентрации на толщине $\delta_Э$.

Равновесие в процессе растворения наступает тогда, когда химический потенциал растворенного вещества становится равным величине его химического потенциала в исходном твердом материале. Достигаемая при этом предельная концентрация раствора соответствует насыщению последнего и называется растворимостью. Данные о растворимости различных веществ в зависимости от температуры приводятся в справочнике [26].

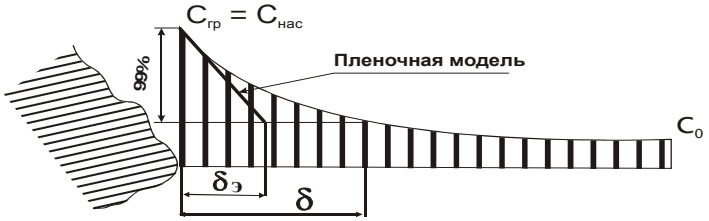


Рис. 1. Изменение концентрации растворяющегося вещества

Движущей силой процесса массоотдачи является разность между концентрацией растворяющегося вещества у поверхности твердого тела $\mathbf{C_{гр}}$ и его средней концентрацией $\mathbf{C_0}$ в основной массе раствора. Обычно вблизи поверхности твердого тела равновесие устанавливается очень быстро, поэтому концентрация на границе твердой фазы может быть принята равной концентрации насыщенного раствора $\mathbf{C_{нас}}$ и движущая сила выражена разностью $\mathbf{C_{нас} - C_0}$.

Скорость процесса $\frac{\mathbf{dM}}{\mathbf{dt}}$, представляющая собой количество вещества, растворяющегося за время **dt**, определяется по уравнению кинетики А.Н. Щукарева (уравнение массоотдачи):

$$\frac{dM}{dt} = \beta_ж F\left(C_{нас} - C_0\right), \qquad (1)$$

где **F** – поверхность растворения твердого вещества в момент времени **t**; $\beta_ж$ – коэффициент массоотдачи в жидкой фазе.

По физическому смыслу *коэффициент массоотдачи* представляет собой количество распределяемого вещества, которое переходит от границы раздела фаз в ядро фазы или обратно за единицу времени, от единицы поверхности массоотдачи, в расчете на единицу движущей силы.

Используя пленочную модель пограничного слоя и уравнение диффузии (первый закон Фика), можно записать:

$$\frac{dM}{dt} = DF\frac{C_{нас} - C_o}{\delta_Э}, \qquad (2)$$

где **D** – коэффициент молекулярной диффузии.

Сопоставляя уравнения (1) и (2), получим

$$\beta_ж = \frac{D}{\delta_Э}. \qquad (3)$$

Для стационарных процессов (2) можно переписать в виде

$$\frac{M}{t} = \frac{D}{\delta_Э}F(C_{нас} - C_o), \qquad (4)$$

где $\frac{M}{t}$ – количество вещества, растворяющегося в единицу времени.

Из уравнения (3) видно, что коэффициент массоотдачи обратно пропорционален толщине $\delta_Э$ диффузионного пограничного слоя, которая, в свою очередь, зависит от гидродинамической обстановки вблизи растворяющихся твердых частиц. Чем быстрее движение жидкости относительно твердых частиц, тем тоньше диффузионный пограничный слой и тем больше коэффициент массоотдачи. Кроме того, коэффициент массоотдачи может зависеть от формы и размера частиц.

Другим фактором, влияющим на коэффициент массоотдачи, является температура, с повышением которой возрастает величина коэффициента диффузии. На коэффициент массоотдачи также влияет природа растворяемого вещества и растворителя. Для растворения лучше всего использовать таблетки, спрессованные из NaCl (рис.2).

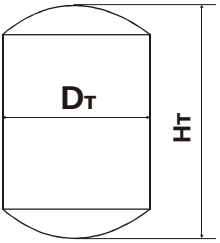


Рис.2. Форма таблетки

Известно, что процесс массоотдачи в аппаратах с мешалкой может быть описан обобщенным уравнением подобия:

$$\mathbf{Nu'_ж = B\left(Re_м\right)^m \left(Pr'_ж\right)^a \left(Fo'_ж\right)^k \left(\frac{l_1}{d_м}\right)^{p1} \left(\frac{l_2}{d_м}\right)^{p2} \left(\frac{D_{экв}}{d_м}\right)^{p3}}, \qquad (5)$$

где $\mathbf{Nu'_ж}$ – диффузионный критерий Нуссельта:

$$\mathbf{Nu'_ж = \frac{\beta_ж d_м}{D}}, \qquad (6)$$

где **D** – коэффициент молекулярной диффузии для NaCl в воде при температуре процесса растворения, $м^2/с$; $\mathbf{d_м}$ – диаметр окружности, ометаемой лопастной мешалкой, м (определяющий размер), $\mathbf{D_{экв}}$ – эквивалентный диаметр таблетки, м.

Критерий Рейнольдса $\mathbf{Re_м}$ для лопастной мешалки вычисляется по формуле

$$\mathbf{Re_м = \frac{\rho d_м^2 n}{\mu}}, \qquad (7)$$

где $\boldsymbol{\rho}$ – плотность жидкости, $кг/м^3$; **n** – частота вращения мешалки, 1/с; $\boldsymbol{\mu}$ – динамический коэффициент вязкости, Па·с; $\mathbf{Pr'_ж}$ – диффузионный критерий Прандтля:

$$\mathbf{Pr'_ж = \frac{\mu}{\rho D}}, \qquad (8)$$

$\frac{\ell_1}{d_м}, \frac{\ell_2}{d_м}$ – геометрические симплексы, представляющие собой отношения геометрических размеров аппаратов к определяющему размеру; $\mathbf{Fo'_ж}$ – диффузионный критерий Фурье:

$$Fo'_{ж} = \frac{tD}{d_м^2}, \qquad (9)$$

где **t** - продолжительность неустановившегося процесса массоотдачи, с.

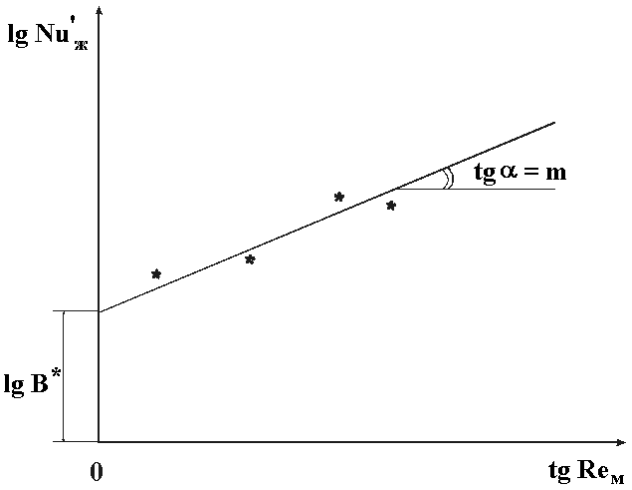


Рис.3. Зависимость диффузионного критерия Нуссельта от критерия Рейнольдса

Для установившегося процесса массоотдачи $Fo'_{ж} = const$. Если процесс растворения провести при постоянной температуре $T = const$, тогда $Pr'_{ж} = const$. При неизменных размерах мешалки и сосуда, высоты уровня жидкости геометрические симплексы подобия $\frac{\ell_1}{d_м}, \frac{\ell_2}{d_м}$ можно для наших опытов принять постоянными. Зависимость $Nu'_{ж}$ от $\left(\frac{D_{экв}}{d_м}\right)$ в диапазоне изменения размеров используемых таблеток незначительна, и все сомножители уравнения (5) за исключением $Re_м$ составят окончательную величину **B***.

Таким образом, искомое уравнение преобразуется к виду

$$Nu_д = B^* Re_м^m \qquad (10)$$

В логарифмических координатах уравнение (10) – уравнение прямой (рис.3.). Тангенс угла наклона прямой дает m при условии, что масштабы по обеим осям координат одинаковы. Отрезок, отсекаемый на оси ординат при $\mathbf{lg\,Re_м = 0}$, позволяет определить коэфициент **B*.**

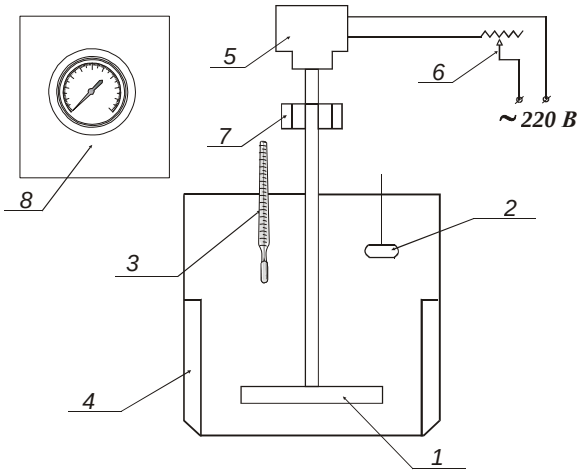


Рис.4. Схема лабораторной установки

1 – бачок с лопастной мешалкой; 2 – таблетка; 3 – термометр; 4 – отражательные перегородки; 5 – электродвигатель; 6 – реостат; 7 – редуктор червячный; 8 – электронный тахометр

Цель работы: экспериментальное определение коэффициентов массоотдачи и обобщение их зависимости от интенсивности перемешивания в виде критериального уравнения

Описание установки

Лабораторная установка (рис.4.) состоит из бачка с перегородками и лопастной мешалкой. Бачок выполнен из органического стекла. Размеры лопастей и перегородок, расположение мешалки в сосуде (глубина погружения) определены исходя из принятых соотношений размеров для нормализованных аппаратов [1,16] и составляют: $\mathbf{D_Б}$ = 240 мм – диаметр бачка; $\mathbf{d_М}$ = 0,66*$\mathbf{D_Б}$ = 160 мм – диаметр окружно-

сти, ометаемой лопастной мешалкой; $\mathbf{в} = 0{,}1*\mathbf{D_Б} = 24$ мм – ширина лопасти мешалки; $\mathbf{h} = 0{,}3*\mathbf{D_Б} = 70$ мм – глубина погружения мешалки; $\mathbf{H_Б} = 0{,}8*\mathbf{D_Б} = 192$ мм – высота бачка; число лопастей – 2. Частота вращения мешалки регулируется изменением напряжения, подводимого к коллекторному электродвигателю, и высвечивается на табло.

Температура воды замеряется термометром. Таблетка закрепляется на иголках таблеткодержателя, поэтому она растворяется по всей поверхности равномерно.

Контрольно–измерительные приборы: аналитические весы с набором разновесов; микрометр; термометр с ценой деления 0,1ºС; секундомер.

Порядок проведения работы

Для выполнения работы необходимо иметь 4–5 подготовленных таблеток, примерно одинаковых по размерам.

1. Наполнить бачок до уровня $\mathbf{H_Б} = \mathbf{D_Б}$.
2. Взвесить таблетки на аналитических весах с точностью до 0,01 г и пронумеровать их.
3. Обмерить таблетки и записать их размеры с точностью ± 0,01 мм ($\mathbf{D_т}$, $\mathbf{H_т}$ – диаметр и высота таблетки).
4. Включить электродвигатель, установить требуемое число оборотов мешалки. Опыты проводить при числах оборотов мешалки в пределах 60 - 135 об/мин. Скорость вращения мешалки определяется с помощью электронного тахометра 8 или визуально.
5. Закрепить таблетку в таблеткодержателе, опустить ее в бачок с одновременным включением датчика контроля времени и выдержать там 60 секунд. По истечении контрольного отрезка времени, когда свет сигнальной лампы датчика перейдет в режим мигания, вынуть таблетку и осторожно вытереть фильтровальной бумагой.
6. Записать номер таблетки и положить в сушильный шкаф на 20 - 30 мин.
7. Выполнить эти же операции с остальными таблетками при других частотах вращения мешалки (например, 60, 75,

100, 130 об/мин), выдерживая таблетки в сосуде в течение установленного времени.

8. Таблетки после высушивания взвесить и записать их массу. Результаты измерений занести в табл. 1.

Таблица 1

Таблица результатов измерений

№ таблеток	M_0, кг	M, кг	$D_т$, м	$H_т$, м	t, с	n об/мин	T, ^0C	$C_{нас}$, кг/м^3	D, м^2/с	Примечание
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11

Обработка опытных данных

Обработку опытных данных ведут согласно табл.2.

Вычисляют поверхность таблетки:

$$\mathbf{F = \pi D_T \left(H_T + 0{,}5 D_T \right)}, \quad \mathbf{м^2} \tag{11}$$

Коэффициент массоотдачи:

$$\beta_ж = \frac{M_0 - M}{F(C_{нас} - C_0) \cdot t}, \quad м / с, \tag{12}$$

где $\mathbf{M_0}$ и $\mathbf{M}$ – масса таблетки до и после растворения соответственно, кг. Среднюю концентрацию в основной массе раствора $\mathbf{C_0}$ принять равной 0. Данные о концентрациях насыщения и коэффициентах диффузии приведены в табл. 3. Вычисляют критерии $\mathbf{Nu'_ж}$ и $\mathbf{Re_м}$. Определение коэффициентов **B*** и **m** провести графическим методом (см. рис.3) и аналитическим по способу средних.

Составляют уравнения:

$$\mathbf{lgNu'_{жi} = lgB_i^* + m_i lgRe_{мi}}. \tag{13}$$

Число уравнений равно числу проведенных экспериментов. Уравнения разбивают условно на две группы и складывают их. Получают два уравнения:

$$\sum_{i=1}^{K} \mathbf{lgNu'_{жi}} = \mathbf{KlgB^*} + \mathbf{m}\sum_{i=1}^{K} \mathbf{lgRe_{мi}}\,, \qquad (14)$$

$$\sum_{i=K+1}^{N} \mathbf{lgNu'_{жi}} = \mathbf{(N-K)lgB^*} + \mathbf{m}\sum_{i=K+1}^{N} \mathbf{lgRe_{мi}}\,, \qquad (15)$$

где **N** – число опытов; **K** – целое число, которое можно определить следующим образом:

$$\mathbf{K} = \frac{\mathbf{N}}{\mathbf{2}}\text{, если число опытов четное;}$$

$$\mathbf{K} = \frac{\mathbf{N-1}}{\mathbf{2}}\text{, если число опытов нечетное.}$$

Из уравнений (14), (15) находят неизвестные величины **lg B*** и **m**.

Уравнения группируют обычно в последовательности опытных данных, разбивая их на равные или приблизительно равные группы. Способ средних тем более надежен, чем больше опытных точек, числу которых соответствует число условных уравнений.

Записывают критериальные уравнения в явном виде с использованием **B*** и **m,** найденных графическим и аналитическим методами, и сравнивают расчетные и опытные значения критерия $\mathbf{Nu'_{ж}}$. Результаты расчетов заносят в табл. 2.

Таблица 2

Таблица расчетных величин

№ таблеток	n, $с^{-1}$	F, $м^2$	β, м/с	$Nu'^{оп}_{ж}$	$Re_м$	$lg\ Nu'^{оп}_{ж}$	$lg\ Re_м$	$B^*_{граф}$	$B^*_{ан}$	$m_{граф}$	$m_{ан}$	$Nu'^{расч\ граф}_{ж}$	$Nu'^{расч\ ан}_{ж}$
1	2	3	4	5	6	7	8	9	0	11	12	13	14

Таблица 3

Растворимость и коэффициент диффузии NaCl в воде

T, ^{0}C	Коэффициент диффузии NaCl в воде, м^2/с [28]	Растворимость $C_{нас}$ NaCl в воде, кг/м^3 [28]
0	1,475 10^{-9}	341
10	1,529 10^{-9}	340
20	1,583 10^{-9}	341
30	1,638 10^{-9}	341
40	1,691 10^{-9}	341
50	1,745 10^{-9}	

Контрольные вопросы

1. Что называется массоотдачей и массопередачей? Запишите уравнение массоотдачи.
2. В чем заключается физический смысл коэффициента массоотдачи?
3. От чего может зависеть коэффициент массоотдачи?
4. Что такое диффузионный пограничный слой?
5. В чем заключаются приближения пленочной модели массоотдачи?
6. Что характеризуют числа диффузионного подобия **Nu'** и **Pr'**?
7. Сформулируйте условия, для которых могут быть использованы полученные Вами критериальные уравнения.

РАБОТА 21

ИЗУЧЕНИЕ ПРОЦЕССА АБСОРБЦИИ

Доц. А.А. Овчинников, доц. Н.И. Еникеева,
доц. Н.Б. Сосновская, вед. инж. И.Г. Решетова

Процессы, в которых происходит перенос вещества из одной фазы в другую, называются массообменными. К ним относятся абсорбция, адсорбция, ректификация, экстракция и т.п.

Абсорбцией называется процесс разделения газовых или парогазовых смесей путем поглощения одного или нескольких компонентов газовой смеси жидким поглотителем. Это массообменный процесс. Жидкий поглотитель называется *абсорбентом*, а компонент, переносимый из газовой фазы в жидкую, – *абсорбтивом*. Часть газовой смеси, не участвующая в процессе массообмена, называется инертным газом. Если процесс абсорбции не осложнен химической реакцией, то он является обратимым (физическая абсорбция). Процесс выделения компонента из жидкой фазы в газовую называют десорбцией.

Движущей силой процессов массообмена является разность между рабочими и равновесными концентрациями. При возникновении движущей силы масса (вещество) переносится как в пределах одной фазы, так и между взаимодействующими фазами. Перенос массы между взаимодействующими фазами прекращается при достижении равновесного состояния.

Материальный баланс. В процессах массообмена материальный баланс, как правило, составляется по распределяемому между двумя фазами компоненту. В процессе абсорбции перенос вещества осуществляется из газовой фазы в жидкую.

Выражая концентрации поглощаемого компонента в газе и жидкости в относительных массовых единицах, получим уравнение материального баланса:

$$\dot{M} = \dot{G}\left(\overline{Y}_н - \overline{Y}_к\right) = \dot{L}\left(\overline{X}_к - \overline{X}_н\right) , \qquad (1)$$

где $\dot{G}$ и $\dot{L}$ - расход инертного газа и жидкого поглотителя, кг/с; $\overline{Y}_н$ и $\overline{Y}_к$ - концентрация поглощаемого компонента на входе и выходе из

абсорбера, кг абсорбтива/кг инертного газа; $\overline{\mathbf{X}}_{\mathbf{н}}$ и $\overline{\mathbf{X}}_{\mathbf{к}}$ - концентрация в жидкой фазе на входе и выходе из абсорбера, кг абсорбтива/кг жидкого поглотителя (абсорбента); $\dot{\mathbf{M}}$ - количество распределяемого компонента, переносимого из одной фазы в другую за единицу времени, кг/с.

Уравнение (1) можно записать для любого сечения аппарата:

$$\overline{\mathbf{Y}} = \overline{\mathbf{Y}}_{\mathbf{н}} + \ell\left(\overline{\mathbf{X}} - \overline{\mathbf{X}}_{\mathbf{к}}\right), \qquad (2)$$

где $\ell = \frac{\dot{\mathbf{L}}}{\dot{\mathbf{G}}}$ - удельный расход жидкого поглотителя (абсорбента).

Это уравнение, характеризующее зависимость между концентрациями газа и жидкости в любом сечении аппарата, называется уравнением рабочей линии. Из уравнения (2) видно, что рабочая линия процесса абсорбции в координатах $\overline{\mathbf{Y}} - \overline{\mathbf{X}}$ является прямой линией, тангенс угла наклона которой ℓ.

Равновесие в системах газ-жидкость. В начальный момент времени извлекаемый компонент находится в фазе **G** (**y**≠0, **x**=0). Как только фазы пришли в соприкосновение, вещество переходит в фазу **L** (**x**≠0), тут же начинается обратный переход вещества. Если скорость переноса вещества из **G** в **L** равна скорости обратного переноса, устанавливается равновесие. Связь концентраций распределяемого компонента во взаимодействующих фазах в условиях равновесного состояния описывается уравнением равновесия:

$$\mathbf{y^* = mx}, \qquad (3)$$

где **y** и **x** – мольные доли распределяемого компонента в фазах в условиях равновесия; **m** – коэффициент распределения, зависящий от физико-химических свойств системы.

Для идеальных смесей

$$\mathbf{m} = \frac{\mathbf{E}}{\mathbf{P}}, \qquad (4)$$

где **E** - коэффициент Генри, **P** - давление в аппарате.

Для относительных массовых концентраций уравнение (3) имеет вид

$$\overline{Y}^* = m\frac{M_ж}{M_{ин.г}}\overline{X} = m'\overline{X}, \qquad (5)$$

где $M_ж$, $M_{ин.г}$ - молекулярные массы жидкости и инертного газа.

Уравнение массопередачи. Массопередачей называется процесс переноса вещества из ядра потока одной фазы в ядро потока другой фазы через границу раздела фаз. Процесс массопередачи можно разбить на три этапа: а) перенос вещества из ядра первой фазы к границе раздела (массоотдача в фазе **G**); б) перенос через границу раздела фаз; в) перенос от границы раздела в ядро второй фазы (массоотдача в фазе **L**). Если предположить, что при взаимодействии фаз на границе раздела мгновенно устанавливается равновесие, которое сохраняется в течение всего периода контакта фаз между собой, то процесс в целом можно описать уравнением массопередачи:

$$\dot{M} = K_{\overline{Y}}F\Delta\overline{Y}_{ср}, \qquad (6)$$

где $K_{\overline{Y}}$ коэффициент массопередачи по газовой фазе, $\Delta\overline{Y}_{ср}$ - средняя движущая сила процесса (средняя по поверхности контакта фаз разность рабочей и равновесной концентраций).

Коэффициент массопередачи по газовой фазе можно определить по уравнению

$$K_{\overline{Y}} = \frac{1}{\frac{1}{\beta_y} + \frac{m'}{\beta_x}}, \qquad (7)$$

где β_y, β_x - коэффициенты массоотдачи в фазах **G** и **L**.

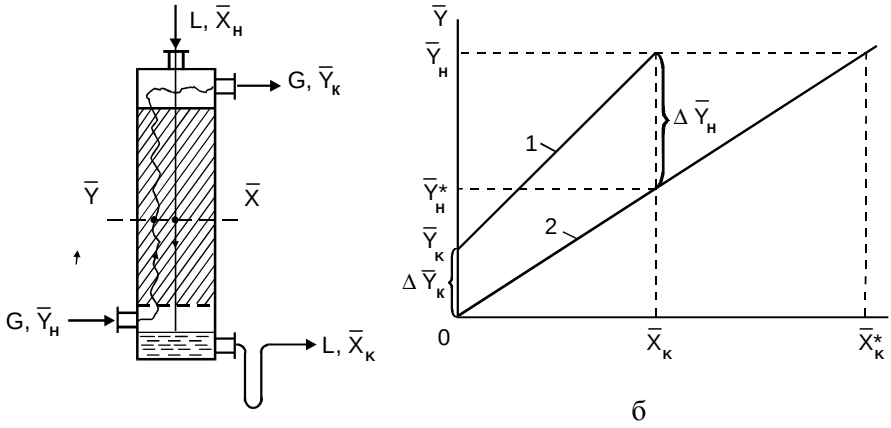
При допущении о движении фаз в режиме идеального вытеснения значение средней движущей силы определяется по формуле

$$\Delta\overline{Y}_{ср} = \frac{\Delta\overline{Y}_н - \Delta\overline{Y}_к}{\ln\frac{\Delta\overline{Y}_н}{\Delta\overline{Y}_к}}, \qquad (8)$$

где $\Delta\overline{Y}_н$ - движущая сила на входе газа в абсорбер, $\Delta\overline{Y}_Н = \overline{Y}_Н - \overline{Y}^*(X_к)$; $\Delta\overline{Y}_к$ - движущая сила на выходе газа из абсорбера, $\Delta\overline{Y}_к = \overline{Y}_к - \overline{Y}^*(X_Н)$.

Схема противоточного абсорбера, построение рабочей линии, равновесной линии, а также движущей силы представлены на рис. 1.

Процесс абсорбции применяется в производстве кислот, при санитарной очистке промышленных газов, переработке углеводородного сырья и обычно осуществляется в колонных аппаратах при противотоке газа и жидкости. Абсорбент подают в верхнюю часть аппарата, а газ – в нижнюю (см. рис.1). При взаимодействии фаз происходит процесс массопередачи. С целью увеличения поверхности контакта фаз, а следовательно, и результирующего эффекта процесса, внутренний объем аппарата заполняют насадкой (насадочные абсорберы).



а б

Рис. 1. Схема противоточного абсорбера (а) и графическое изображение процесса абсорбции (б): 1 – рабочая линия; 2 – линия равновесия

В качестве насадки в насадочных аппаратах может быть использован любой материал, инертный к взаимодействующим средам и обладающий большой удельной поверхностью и смачиваемостью абсорбентом. Существуют также специальные насадки: кольца Рашига, седлообразная насадка, насадка «Инталлокс», хордовая и т.д. Любой тип насадки характеризуется двумя основными параметрами: удельной поверхностью (поверхность насадки в единице объема слоя на-

садки) и долей свободного объема (объем пустот в единице объема слоя насадки).

В зависимости от скорости движения газового потока и расхода абсорбента насадочный аппарат может работать в различных гидродинамических режимах: пленочном, подвисания, барботажном (захлебывания, эмульгирования), режиме уноса.

Цель работы: ознакомление с работой насадочного абсорбера; экспериментальное исследование его массообменных характеристик, определение коэффициента массопередачи (расчетного и экспериментального); анализ влияния расходов газа и жидкости на величину экспериментального коэффициента массопередачи.

Описание установки

Абсорбционная установка (рис. 2) предназначена для проведения процесса абсорбции хлористого водорода из смеси с воздухом водой при противоточном движении фаз. Она состоит из насадочного абсорбера, линии подачи газовой смеси и абсорбента, контрольно-измерительной и регулирующей аппаратуры. Абсорбер 1 работает при противоточном движении фаз и представляет собой колонный аппарат **D**=100 мм и высотой 2530 мм.

Абсорбер состоит из восьми секций. В верхней секции размещены каплеотбойник и распределитель жидкости. Шесть секций заполнены насадкой из керамических колец Рашига размером 15×15×2. Удельная поверхность насадки а=200 $м^2/м^3$, доля свободного объема насадки $V_{св}$=0.71 $м^3/м^3$, суммарная высота слоя насадки Н=1500 мм. Каждая из секций снабжена распределителем жидкости. В нижней секции собраны узел подачи газа и узел гидрозатвора для отвода жидкости.

Вода подается в верхнюю часть абсорбера, стекает по насадке и через узел гидрозатвора 2 сбрасывается в канализацию. Расход воды регулируется вентилем 3. Газовая смесь подается в нижнюю часть абсорбера, проходит через насадку, каплеотбойник и сбрасывается в атмосферу. Расход газа регулируется вентилем 4. Давление и температура в абсорбере измеряются при помощи датчиков 5 и 6 соответственно. Начальная и конечная концентрации хлористого водорода в

газе измеряются с помощью датчика 7. Выходные сигналы датчиков поступают на вторичный регистрирующий прибор 8.

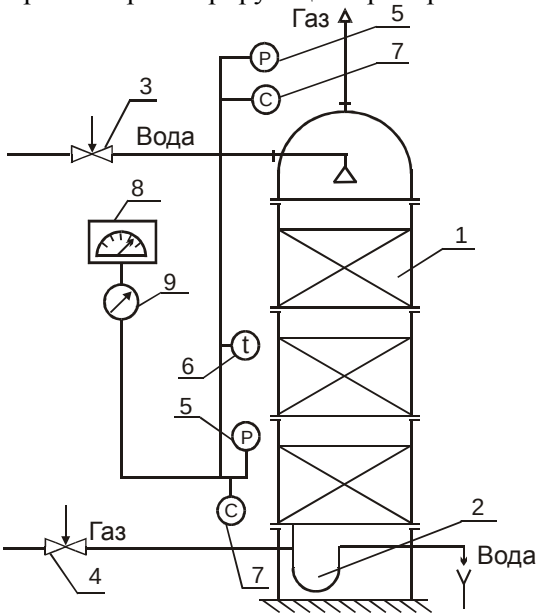


Рис. 2. Абсорбционная установка:
1 – колонна абсорбционная; 2 – гидрозатвор; 3, 4 – вентили; 5, 6, 7 – датчики давления, температуры и концентрации соответственно; 8 – регистрирующий прибор; 9 – переключатель

Внимание! В целях обеспечения безопасных условий труда на лабораторной установке процесс физической абсорбции хлористого водорода водой имитируется электронной резисторной схемой, построенной с учетом закономерностей реального процесса и требующей бережного к себе отношения. По входным параметрам, задаваемым оператором с пульта, схема отрабатывает алгоритм, моделирующий процесс абсорбции, и выдает конечный результат на стрелочный индикатор.

Порядок проведения работы

Тумблером «Сеть» на пульте установки включают электропитание вторичного прибора и преобразователей. После прогрева в течение 3-5 минут регуляторами производят установку заданных преподавателем расходов жидкости и газа, а затем поворотом переключателя параметров 9 подключают соответствующие датчики к регистрирующему прибору 8 и снимают его показания. Опытные данные заносят в табл.1.

Внимание! В опыте 1:

1. Расход газовой смеси $\dot{G}_{см}$ устанавливать в интервале $(0.8 \div 1) * 10^{-2}$ кг/с;
2. Удельный расход жидкости $\ell = \frac{\dot{L}}{\dot{G}}$ принять равным 2.

В опыте 2 $\dot{L}$ уменьшить в два раза по сравнению с опытом 1, а $\dot{G}$ оставить, как в опыте 1.

В опыте 3 $\dot{G}$ уменьшить в два раза по сравнению с опытом 1, а $\dot{L}$ оставить, как в опыте 1.

Таблица 1

Режимные параметры процессов абсорбции

Наименование и размерность величины	Опыт		
	1	2	3
Расход газовой смеси массовый $\dot{G}_{см}$, кг/с			
Расход воды массовый $\dot{L}$, кг/с			
Давление в абсорбере p, кПа			
Концентрация HCl в воздухе: на входе в абсорбер $y_н$, % об. на выходе из абсорбера $y_к$, % об.			

Обработка опытных данных

Методика обработки опытных данных и основные расчетные зависимости представлены в табл. 2.

Пункт 13 выполняется только для опыта 1.

Таблица 2

Таблица расчетных величин

№ п/п	Наименование и размерность величины	Расчетная формула	Опыты		
			1	2	3
1	Относительная массовая концентрация хлористого водорода в газе, кг/кг на входе в абсорбер на выходе из абсорбера	$\overline{Y}_н = \frac{y_н}{100 - y_н}\frac{M_{HCl}}{M_{возд}}$ $\overline{Y}_к = \frac{y_к}{100 - y_к}\frac{M_{HCl}}{M_{возд}}$			
2	Расход инертного газа на входе в абсорбер, кг/с	$\dot{G} = \frac{\dot{G}_{см}}{1 + \overline{Y}_н}$			
3	Масса хлористого водорода, поглощаемого в единицу времени, кг/с	$\dot{M} = \dot{G}\left(\overline{Y}_н - \overline{Y}_к\right)$			
4	Степень извлечения хлористого водорода	$c_г = \frac{\overline{Y}_н - \overline{Y}_к}{\overline{Y}_н}$			
5	Относительная массовая концентрация хлористого водорода в жидкости в нижней части абсорбера, кг/кг	$\overline{X}_к = \dot{M}/\dot{L}$			
6	Коэффициент распределения	$m' = \frac{E}{p}\frac{M_{H_2O}}{M_{возд}}$			
7	Равновесная относительная массовая концентрация хлористого водорода в газе в нижней части абсорбера	$\overline{Y}^*_н = m'\overline{X}_к$			

8	Движущая сила процесса абсорбции, кг/кг: внизу абсорбера вверху абсорбера	$\Delta\overline{Y}_н = \overline{Y}_н - \overline{Y}^*_н$ $\Delta\overline{Y}_в = \overline{Y}_в - \overline{Y}^*_в \quad (\overline{Y}^*_к = 0)$			
9	Средняя движущая сила, кг/кг	$\Delta\overline{Y}_{ср} = \dfrac{\Delta\overline{Y}_н - \Delta\overline{Y}_к}{\ln\left(\Delta\overline{Y}_н / \Delta\overline{Y}_к\right)}$			
10	Поверхность массопередачи, $м^2$	$F = \pi D^2 aH/4$			
11	Коэффициент массопередачи (экспериментальный), кг/($м^2$·с)	$K_{\overline{Y}\,эксп} = \dfrac{\dot{M}}{F\Delta\overline{Y}_{ср}}$			
12	Скорость газа фиктивная, м/с	$\overline{w} = \dfrac{4\dot{G}_{см}}{\pi D^2 \rho_г}$			
13	* Коэффициент массопередачи (расчетный), кг/($м^2$·с)	$K_{\overline{Y}\,расч} = \dfrac{1}{\dfrac{1}{\beta_y} + \dfrac{m'}{\beta_x}}$		–	–

* Рассчитать $K_{\overline{Y}\,расч}$ для первого опыта при температуре $T = 10^0$С, используя критериальные формулы (9) и (10), приведенные ниже. Учитывая малое содержание HCl в газовой и жидкой фазах, можно при расчетах в качестве теплофизических свойств фаз (ρ, μ) использовать свойства воздуха и воды соответственно.

Коэффициенты массоотдачи $\beta_г$ и $\beta_ж$ могут быть определены из критериальных уравнений для насадочных абсорберов с неупорядоченной насадкой (навалом) при пленочном режиме.

Для газовой фазы

$$Nu'_г = 0.407 Re_г^{0.655} \left(Pr'_г\right)^{0.33}, \qquad (9)$$

где $Nu'_г = \dfrac{\beta_г d_э}{D_г}$; $Re_г = \dfrac{4\overline{w}\rho_г}{a\mu_г}$; $Pr'_г = \dfrac{\mu_г}{\rho_г D_г}$; $\beta_г$ - коэффициент массоотдачи в газовой фазе, м/с; $\rho_г$ - плотность воздуха, кг/$м^3$; $\mu_г$ - динамический коэффициент вязкости воздуха, Па·с; $\overline{w}$ - фиктивная скорость газа, м/с; $D_г$ - коэффициент молекулярной диффузии погло-

щаемого компонента в воздухе, м^2/с; $\mathbf{d_э} = \frac{4V_{св}}{a}$ - эквивалентный диаметр насадки, м; **a** - удельная поверхность насадки, м^2/м^3; $\mathbf{V_{св}}$ - свободный объем насадки, м^3/м^3.

Уравнение (9) справедливо при значениях $\mathbf{Re_г}$ от 10 до 10000.

Для жидкой фазы

$$\mathbf{Nu'_ж = 0.0021 Re_ж^{0.75} \left(Pr'_ж\right)^{0.5}}, \qquad (10)$$

где $\mathbf{Nu'_ж} = \frac{\beta_ж \delta_{пр}}{D_ж}$; $\mathbf{Re_ж} = \frac{4\dot{L}}{Sa\psi\mu_ж}$; $\mathbf{Pr'_ж} = \frac{\mu_ж}{\rho_ж D_ж}$; $\boldsymbol{\beta_ж}$ - коэффициент массоотдачи в жидкой фазе, м/с; $\boldsymbol{\rho_ж}$ - плотность воды, кг/м^3; $\boldsymbol{\mu_ж}$ - динамический коэффициент вязкости воды, Па·с; $\dot{\mathbf{L}}$ - расход воды, кг/с; $\mathbf{D_ж}$ - коэффициент молекулярной диффузии поглощаемого компонента в воде, м^2/с; $\boldsymbol{\delta_{пр}} = \left(\frac{\mu_ж^2}{\rho_ж^2 g}\right)^{0.33}$ - приведенная толщина жидкой пленки, м; $\mathbf{S} = \frac{\pi D^2}{4}$ - площадь поперечного сечения колонны, м^2; **D** – внутренний диаметр колонны, м; $\boldsymbol{\psi}$ - коэффициент смоченности насадки.

Для получения значений $\boldsymbol{\beta_y}$ и $\boldsymbol{\beta_x}$, используемых в (7), необходимо полученные $\boldsymbol{\beta_г}$ и $\boldsymbol{\beta_ж}$ умножить соответственно на $\boldsymbol{\rho_{возд}}$ и $\boldsymbol{\rho_{H_2O}}$, т.е. $\boldsymbol{\beta_y = \beta_г \cdot \rho_{возд}}$, $\boldsymbol{\beta_x = \beta_ж \cdot \rho_{H_2O}}$.

Справочный материал к расчетам

$\mathbf{M_{HCl}}$=36 кг/моль; $\mathbf{M_{возд}}$=29 кг/моль; $\mathbf{M_{H_2O}}$=18 кг/моль;
E=0.00197·10^6 мм. рт. ст.=262.6 кПа;
g=9.8 м/с^2; $\mathbf{V_{св}}$=0.71 м^3/м^3;
a=200 м^2/м^3; $\boldsymbol{\psi}$=1; **D**=0.1 м;
T=10 °C.

Контрольные вопросы

1. Какие процессы называются массообменными?
2. Дайте характеристику процесса абсорбции.
3. Составьте материальный баланс в процессах массообмена.
4. Как описывают равновесие в системах газ-жидкость?
5. Напишите уравнение массопередачи.
6. Как выражается связь коэффициента массопередачи и коэффициентов массотдачи?
7. Как оценивается движущая сила процесса массопередачи?
8. Приведите схему противоточного насадочного абсорбера.
9. Составьте графическое изображение процесса абсорбции.
10. Назовите типы насадок и приведите их характеристики.
11. Дайте описание режимов работы насадочных абсорберов.
12. Как определяется экспериментальный коэффициент массопере-дачи?
13. Как определяется расчетный коэффициент массопередачи?
14. Проанализируйте зависимость $\mathbf{K}_{\bar{Y}\,эксп}$ от $\dot{\mathbf{G}}$ и $\dot{\mathbf{L}}$.

РАБОТА 22

ИЗУЧЕНИЕ ПРОЦЕССА РЕКТИФИКАЦИИ

Доц. В.Г. Бочкарев, доц. Э.Н. Закиров, доц. А.И. Разинов,
ассист.Н.Е.Харитонова, ассист.О.В. Захарова

Ректификация является одним из видов перегонки. *Перегонкой* называется процесс разделения жидких смесей с различной летучестью компонентов за счет их частичного испарения с последующей конденсацией паров. По летучести компоненты можно подразделить на *легколетучий* и *труднолетучий*. Чистый легколетучий компонент обладает при фиксированной температуре более высоким давлением насыщенного пара, а при фиксированном давлении - более низкой температурой кипения, чем труднолетучий. Поэтому легколетучий компонент также называют низкокипящим, а труднолетучий - высококипящим. В простейшем случае бинарной (двухкомпонентной) сме-

си доля легколетучего компонента в условиях равновесия в паре $\mathbf{y}^*$ выше, чем в жидкости **x**, а труднолетучего, наоборот, в паре ниже, чем в жидкости (за исключением азеотропных смесей).

В результате перегонки в паре, а после его конденсации в *дистилляте* увеличивается доля легколетучих компонентов, в жидкости же (*кубовом остатке*) увеличивается доля труднолетучих компонентов по сравнению с исходной смесью.

Перегонка подразделяется на простую перегонку (дистилляцию) и ректификацию. *Простая перегонка (дистилляция)* - разделение жидкой смеси за счет ее частичного испарения с последующей конденсацией равновесного с ней пара. *Ректификация* - разделение жидкой смеси за счет взаимодействия неравновесных потоков жидкости и пара, в ходе которого пар обогащается легколетучим, а жидкость - труднолетучим компонентами.

Простую перегонку применяют в основном для разделения смесей компонентов, существенно различающихся по летучести, а ректификацию - для разделения компонентов, достаточно близких по летучести. С помощью ректификации можно достичь сколь угодно высокой степени разделения неазеотропных смесей. Рассмотрим процесс ректификации на примере установки периодического действия.

**Основными недостатками периодической ректификации по сравнению с непрерывной являются нестационарность данного процесса и периодический способ его проведения. Это вызывает дополнительные сложности расчета и эксплуатации периодических установок, а также меньшую их производительность, что обусловливает меньшую их распространенность в промышленности. Определенные преимущества периодической ректификации проявляются при разделении смесей: а) с малыми расходами - в этом случае проведение процесса имеет смысл лишь после их накопления; б) многокомпонентных - периодически действующая установка позволяет осуществлять процесс в одной колонне, в то время как его проведение в непрерывной требует количества колонн на единицу меньше числа компонентов; в) с изменяющимся качественным и количественным составом.*

**Разделы, выделенные курсивом, можно исключить для специальностей, для которых в рабочих программах не предусмотрено изучение процесса периодической ректификации.*

Периодическую ректификацию проводят обычно одним из двух способов:

- при постоянном флегмовом числе **R**=const, где $\mathbf{R = \dot{\Phi}/\dot{D}}$ - отношение расхода флегмы к расходу дистиллята (рис. 1);

- при постоянном составе дистиллята $\mathbf{x_D}$=const.

Периодическая ректификация при постоянном флегмовом числе может осуществляться на установке, изображенной на рис. 1.

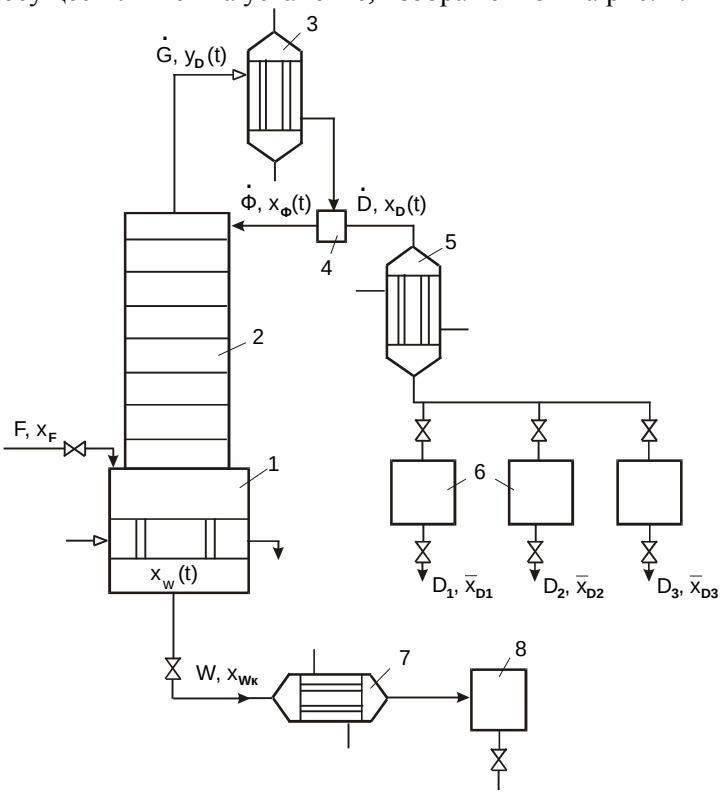


Рис. 1. Схема промышленной установки периодической ректификации:

1 - куб-испаритель; 2 - ректификационная колонна; 3 - дефлегматор; 4 - делитель флегмы; 5 - холодильник дистиллята; 6 - сборники дистиллята; 7 - холодильник кубового остатка; 8 - сборник кубового остатка

Исходная смесь в количестве **F** состава x_F заливается в куб-испаритель 1, обогреваемый обычно водяным паром. В нем она нагревается до температуры кипения и закипает. Образовавшиеся в кубе пары с расходом $\dot{G}$ поднимаются по колонне 2 и конденсируются в дефлегматоре 3. Полученный конденсат разделяется в делителе 4 на флегму с расходом $\dot{\Phi}$ и дистиллят с расходом $\dot{D}$.

Флегма поступает на орошение колонны, а дистиллят, охлаждаясь в холодильнике 5, собирается в сборниках 6. Пары, поднимаясь по колонне и контактируя с флегмой, обогащаются легколетучим компонентом, а жидкость, стекая вниз, - труднолетучим.

Как уже отмечалось, основной особенностью процесса периодической ректификации является его нестационарность. При проведении процесса кубовая жидкость с течением времени обедняется легколетучим компонентом, т.е. $x_W(t)$ *уменьшается. Соответственно со временем будет уменьшаться доля легколетучего компонента в поднимающихся парах, а при постоянном флегмовом числе - и в дистилляте (*$x_D(t)$ *- уменьшается). Обычно дистиллят собирают в несколько сборников в виде фракций со средними составами* $\bar{x}_{D1} > \bar{x}_{D2} > \bar{x}_{D3}$. *Процесс заканчивается при достижении заданного состава куба* x_{Wk}. *Кубовый остаток в количестве* W_k, *охлаждаясь в холодильнике 7, сливается в сборник 8. Затем процесс может возобновляться.*

При получении уравнений рабочей линии процесса периодической ректификации обычно принимают ряд допущений:

1. Мольные теплоты испарения компонентов при одинаковой температуре равны и тепловыми эффектами смешения можно пренебречь, т.е. при конденсации одного моля труднолетучего компонента испаряется один моль легколетучего, что обеспечивает постоянство мольных расходов пара и жидкости по высоте колонны.
2. Дефлегматор работает как полный конденсатор, т.е. $y_D = x_\Phi = x_D$.

3. Куб-испаритель работает как частичный испаритель, и состав пара, поднимающегося из него, равновесен с составом кубовой жидкости, т.е. $\mathbf{y_W = y^*\left(x_W\left(t\right)\right)}$.

Первые два допущения применимы для процесса непрерывной ректификации, а последнее – не применимо, так как в этом случае используют выносной кипятильник, допуская, что он работает как полный испаритель, т.е. $\mathbf{y_W = x_W}$.

Допущение о постоянстве мольных расходов пара и жидкости по высоте колонны позволяет получить уравнение рабочей линии в виде прямой, выразив составы фаз в мольных долях легколетучего компонента:

$$\mathbf{y = \frac{R}{R+1}x + \frac{x_D}{R+1}}. \qquad (1)$$

Это уравнение идентично уравнению рабочей линии верхней части ректификационной колонны непрерывного действия.

Для проведения любого массообменного процесса необходимо, чтобы движущая сила массопередачи (разность между рабочей и равновесной концентрацией компонента в фазе) была отлична от нуля. Направление процесса определяется взаимным расположением рабочей и равновесной линий. Для проведения процесса ректификация, т. е. перехода легколетучего компонента из жидкой фазы в паровую, рабочая линия на у-х диаграмме должна располагаться ниже равновесной (рис. 2). Поскольку расположение рабочей линии определяется в соответствии с уравнением (1) флегмовым числом, то, анализируя (1), нетрудно сделать вывод, что флегмовое число должно быть больше минимального. Последнее определяется из условия соприкосновения рабочей и равновесной линий.

Для выбора оптимального флегмового числа, анализа работы и расчета ректификационных колонн часто используют понятие *теоретической ступени изменения концентрации (теоретической тарелки)*, под которой понимают участок аппарата, обеспечивающий выполнение равновесных соотношений между концентрациями выходящих из него фаз. Следует иметь в виду, что концентрации фаз рассматриваются при этом в разных сечениях аппарата (верхнем и нижнем сечениях данного участка), в конкретном сечении аппарата рав-

новесие между фазами не достигается, так как в этом случае отсутствовала бы движущая сила процесса. Число теоретических ступеней изменения концентраций достаточно просто определяется графически вписыванием прямоугольных ступеней между рабочей и равновесной линиями (рис. 2).

Изображение процесса периодической ректификации при постоянном флегмовом числе на у-х диаграмме приведено на рис. 2. Особенность заключается в уменьшении состава дистиллята с течением времени $\mathbf{x_D(t)}$, что приводит к параллельному переносу рабочей линии вниз для каждого последующего момента времени. В случае периодической ректификации с использованием встроенного кипятильника можно считать состав пара, поднимающегося из куба, равновесным с составом кубовой жидкости $\mathbf{y_W = y^*(x_W(t))}$, т.е. куб-испаритель будет соответствовать одной теоретической ступени изменения концентрации.

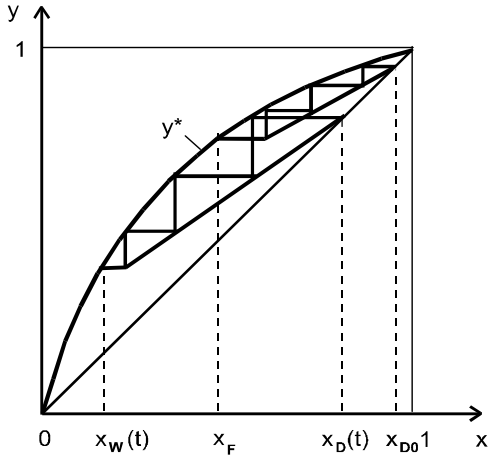


Рис. 2. Изображение процесса периоди-ческой ректификации при постоянном флегмовом числе на х-у диаграмме ($N_{тк}$ = 3, $N_{ту}$ = 4)

Количество теоретических ступеней изменения концентрации, обеспечиваемых ректификационной колонной, в течение всего процесса можно считать неизменным, что позволяет определять состав дистиллята по известному составу куба и, наоборот, $\mathbf{x_D = f(x_W)}$. Если

пренебречь количеством смеси, находящейся в самой колонне 2, то для начального момента времени, при котором отбирается первая порция дистиллята, состав куба соответствует составу исходной смеси $x_{W0} = x_F$, а состав дистиллята x_{D0}. Задавшись значением рабочего флегмового числа $R > R_{min}$, из точки с координатами $(x_{D0}, y = x_{D0})$ проводится рабочая линия, описываемая уравнением (1), до пересечения с горизонталью, соответствующей теоретической ступени, обеспечиваемой кубом, вертикаль для которой восстанавливается из точки $(x_F, 0)$.

Между рабочей и равновесной линиями вписываются прямоугольные ступени, определяющие количество теоретических ступеней $N_к$, которые должна обеспечить колонна для осуществления заданной степени разделения (от x_F до x_{D0}). Общее количество теоретических ступеней ректификационной установки (колонна + куб) будет равно $N_{ту} = N_{тк} + 1$.

Периодическая ректификация при постоянном составе дистиллята осуществляется при увеличивающемся с течением времени флегмовом числе $R(t)$. Установка для ее проведения аналогична изображенной на рис. 1. Отличия заключаются в следующем: отпадает необходимость в нескольких сборниках дистиллята, так как состав дистиллята не меняется со временем; x_D и $x_Ф$ не являются функциями времени; расходы дистиллята и флегмы меняются со временем $\dot{D}(t)$, $\dot{Ф}(t)$; необходима автоматика, регулирующая изменение флегмового числа со временем $R(t)$.

Изображение процесса периодической ректификации при постоянном составе дистиллята на х-у диаграмме приведено на рис.3. Поскольку рабочее флегмовое число с течением времени увеличивается, наклон рабочей линии возрастает. При этом число теоретических ступеней, обеспечиваемых колонной, в течение процесса можно считать неизменным.

При выполнении проектного расчета колонны с непрерывным контактом фаз (насадочных, пленочных) для определения ее высоты Н, обеспечивающей заданную степень разделения, иногда используют

понятие *высоты эквивалентной теоретической ступени (ВЭТС)* $\mathbf{h_э}$. Последняя находится опытным путем для колонн аналогичной конструкции, используемых для разделения смесей, близких по теплофизическим свойствам к смеси, колонна для разделения которой проектируется.

$$h_э = H/N_{тк}. \qquad (2)$$

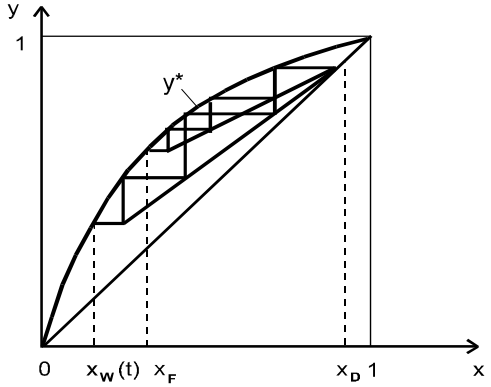


Рис. 3. Изображение процесса периодической ректификации при постоянном составе дистиллята на x-y диаграмме ($N_{тк}$ = 3, $N_{ту}$ = 4)

Сложность получения обобщенных зависимостей для $h_э$, учитывающих кинетику массопередачи, т.е. влияние гидродинамических режимов и теплофизических свойств веществ, является недостатком данного метода расчета.

Более универсальной является методика расчета с использованием числа единиц переноса (ЧЕП) и высоты единиц переноса (ВЕП). *Число единиц переноса* – изменение рабочей концентрации фазы на участке аппарата, отнесенное к средней по данному участку движущей силе процесса. Тогда одна единица переноса соответствует участку аппарата, для которого изменение рабочей концентрации фазы равно средней движущей силе на этом участке. *Высота единиц переноса* соответствует высоте участка аппарата, эквивалентной одной единице переноса. Когда речь идет о величине, характеризующей процесс массопередачи, перед ее названием добавляется определение общая

(“общее”). Величины, характеризующие процесс массоотдачи, называются “частными” или “фазовыми”.

$$n_{oy} = \frac{y_н - y_к}{\Delta y_{ср}} = \int_{y_н}^{y_k} \frac{dy}{y - y^*}, \qquad (3)$$

$$h_{oy} = \frac{G}{K_{yv}S} = h_y + \frac{h_x}{A_m}, \qquad (4)$$

$$h_y = \frac{G}{\beta_{yV}S}, \qquad (5)$$

$$h_x = \frac{L}{\beta_{xV}S}, \qquad (6)$$

$$H = h_{oy}n_{oy}, \qquad (7)$$

где n_{oy}, h_{oy} - общие число и высота единиц переноса; h_x, h_y - высоты единиц переноса в жидкой и паровой фазах; β_{xV}, β_{yV} - объемные коэффициенты массоотдачи в жидкой и паровой фазах; K_{yV} - объемный коэффициент массопередачи; $\dot{G}$, $\dot{L}$ – расходы паровой и жидкой фаз; $\Delta y_{ср}$ - средняя движущая сила массопередачи; H, S – высота и площадь поперечного сечения аппарата; $A_m = \frac{\dot{L}}{m\dot{G}}$ - фактор массопередачи; m – коэффициент распределения.

Как видно из (3)-(7), данный метод расчета высоты колонны учитывает кинетику массопередачи. Выражения для h_x и h_y в аппаратах различной конструкции приводятся в справочной литературе или могут быть найдены по коэффициентам массоотдачи. Расчет по соотношениям (3)-(7) может привести к существенным погрешностям, если коэффициент массопередачи сильно изменяется по высоте колонны, например, при большой кривизне линии равновесия. В этом случае аппарат разбивается на N участков, на каждом из которых коэффициент массопередачи можно считать постоянным. Тогда высота аппарата находится следующим образом:

$$H = \sum_{\ell=1}^{N} h_{oy\ell}n_{oy\ell}. \qquad (8)$$

Изучение ректификационной колонны, определение ее разделительной способности ($N_{тк}$, ВЭТС, ЧЕП и ВЭП) удобно проводить при бесконечном флегмовом числе (без отбора дистиллята), так как в этом случае процесс становится стационарным. Изменение флегмового

числа при постоянном расходе пара незначительно влияет на разделительную способность колонны, так как основное сопротивление при ректификации, как правило, сосредоточено в паровой фазе $\mathbf{h_y >> h_x}$.

Цели работы:

1. Знакомство с устройством и работой лабораторной установки периодической ректификации.
2. Определение числа теоретических ступеней изменения концентрации $\mathbf{N_{тк}}$ и ВЭТС, обеспечиваемых лабораторной колонной.
3. Нахождение опытных и расчетных значений ЧЕП и ВЕП лабораторной пленочной ректификационной колонны.
4. Математическое моделирование ректификационной колонны на компьютере, нахождение расчетного значения состава дистиллята и сопоставление его с опытным.

Описание установки

Основными элементами установки периодической ректификации, представленной на рис. 4, являются: трубчатая ректификационная колонна 1, куб-испаритель 2, электронагреватель 3, дефлегматор 4, холодильник дистиллята 5, сборник дистиллята 6, автотрансформатор 7 и контрольно-измерительные приборы.

Ректификационная колонна состоит из трубки 9 внутренним диаметром **d**=0.0125 м и высотой **H**=1.4 м, заключенной в стеклянный вакуумированный кожух 10, и металлический экран 11 для уменьшения тепловых потерь. Исходная смесь, в данной работе этанол-вода, заливается в куб-испаритель 2, нагревается от электронагревателя 3, потребляемая мощность которого измеряется ваттметром **W** и регулируется автотрансформатором 7. По достижении температуры кипения образующиеся пары начинают подниматься по колонне, вытесняя находившийся в ней воздух. Они конденсируются в дефлегматоре 4, снабженном рубашкой 12, в которую подается охлаждающая вода. Далее конденсат с помощью клапана 8 может разделяться на дистиллят, отводимый через холодильник 5 в сборник 6, и флегму, возвращающуюся в колонну. В данной работе предусматривается исследо-

вание разделительной способности колонны, что удобнее осуществлять в стационарном режиме, который реализуется при бесконечном флегмовом числе, т.е. без отбора дистиллята. Поэтому клапан 8 всегда остается закрытым. Флегма, стекая вниз по внутренней поверхности трубки в виде пленки, контактирует с поднимающимся неравновесным потоком пара, в результате чего пар обогащается легколетучим компонентом (этанолом), а жидкость – труднолетучим (водой).

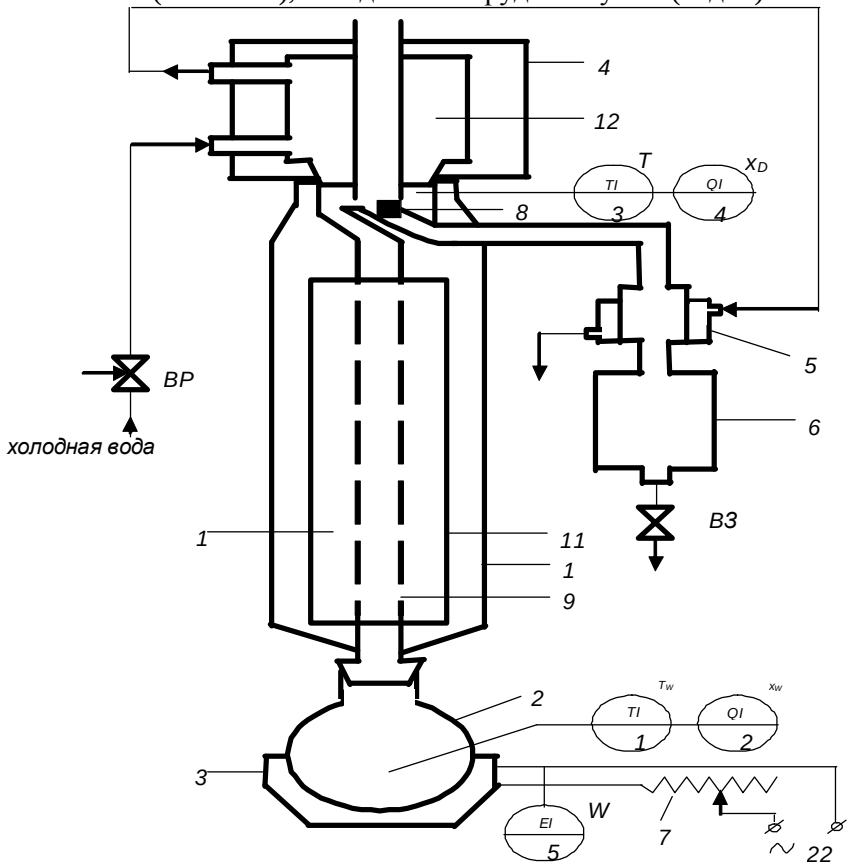


Рис. 4. Схема лабораторной установки периодической ректификации: 1 – колонна; 2 – куб; 3 – электронагреватель; 4 – дефлегматор; 5 – холодильник; 6 – сборник дистиллята; 7 – автотрансформатор; 8 – клапан; 9 – трубка; 10 – кожух; 11 – экран; 12 – рубашка дефлегматора

В кубе-испарителе и на выходе из трубки в верхней части колонны установлены температурные датчики, соединенные с цифровыми приборами, расположенными на панели стенда и показывающими температуры кубовой жидкости $\mathbf{T_W}$ и пара, выходящего из колонны $\mathbf{T_D}$. С помощью равновесных данных в системе пар-жидкость (Т-х-у-диаграмма) по измеренным температурам можно определить концентрации этанола в кубовой жидкости $\mathbf{x_W}$ и в паре, выходящем из колонны $\mathbf{y_D}$. Поскольку дефлегматор работает как полный конденсатор, конденсируя все пары, состав конденсата $\mathbf{x_D}$ будет равен составу пара $\mathbf{y_D}$. Аппроксимируя равновесные данные с помощью соответствующей программы, микропроцессор по измеряемым температурам определяет концентрации этанола в кубовой жидкости $\mathbf{x_W}$ и в дистилляте $\mathbf{x_D}$, осуществляя вывод этих параметров на цифровые табло, расположенные на панели стенда.

Порядок проведения работы

1. В куб-испаритель заливается исходная смесь, в дефлегма-торе регулирующим вентилем ВР устанавливается расход охлаждающей воды.

2. Включается электронагреватель, с помощью автотрансформатора задается мощность электронагревателя W, Вт обеспечивающая необходимый для устойчивой работы колонны расход пара $\dot{\mathbf{G}}$ =0.25÷0.5 ммоль/с. Зависимость $\dot{\mathbf{G}}$ (**W**) приведена на тарировочном графике, расположенном на панели стенда. Время выхода установки на стационарный режим работы определяется количеством кубовой жидкости и потребляемой мощностью кипятильника. Оно составляет от 30 минут до 1 часа 30 минут. С целью ускорения этого процесса можно вначале задать максимальную мощность кипятильника, а при начале конденсации паров в дефлегматоре установить необходимую мощность для проведения процесса.

Внимание! Поскольку трубка 9 (см. рис. 4) жестко соединена с кожухом 10, для компенсации напряжений, возникающих в стекле из-за разности температур трубки и кожуха, нижняя часть трубки выполнена в виде змеевика. При слишком большой потребляемой мощности

кипятильника происходит чрезмерное увеличение расхода пара, приводящее к захлебыванию колонны, начиная со змеевика, о чем можно судить по увеличению температуры кипения кубовой жидкости вследствие возрастания давления за счет дополнительного гидростатического давления столба парожидкостной смеси, скапливающейся в колонне. При этом концентрация кубовой жидкости, показываемая цифровым прибором, будет отличаться от истинной, так как равновесные данные, заложенные в программу микропроцессора, приведены для атмосферного давления.

1. После выхода установки на стационарный режим, о чем можно судить по неизменным в течение 5-10 минут значениям температур и концентраций, данные опыта заносятся в табл. 1. По указанию преподавателя могут проводиться несколько опытов при различных значениях мощности кипятильника и соответственно расходах пара. Время выхода на стационарный режим при этом составляет 15-20 минут.

2. По окончании работы отключается кипятильник, не ранее чем через 0.5 часа прекращается подача охлаждающей воды в дефлегматор.

Таблица 1

Результаты измерений

N опыта	W, Вт	$\dot{G}$, ммоль/с	T_W, °C	x_W, мол.доли	T_D, °C	x_D, мол.доли
1						

Обработка опытных данных

1. Определение опытных значений числа теоретических ступеней $\mathbf{N_{тк}^{оп}}$ и высоты эквивалентной теоретической ступени (ВЭТС) $\mathbf{h_э^{оп}}$, обеспечиваемых колонной.

По данным табл. 2 строится равновесная линия $\mathbf{y^*(x)}$ на **y-x** диаграмме. При бесконечном флегмовом числе, как это следует из уравнения (1), рабочая линия будет описываться уравнением **y=x**, т.е. являться диагональю квадрата (рис. 5).

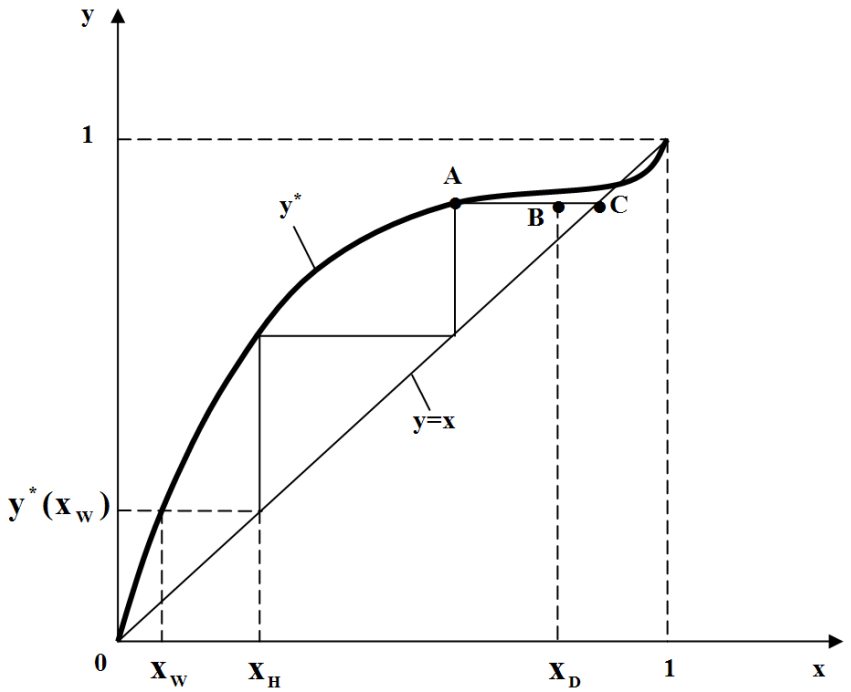


Рис. 5. Графическое определение числа теоретических ступеней колонны $\mathbf{N_{тк}}$ ($\mathbf{N_{тк}^{оп} = 1.62}$)

По концентрации кубовой жидкости $\mathbf{x_W}$ можно определить состав равновесного с ней пара $\mathbf{y^*(x_W)}$, поступающего из кипятильника в колонну, а проведя горизонталь до рабочей линии, найти состав жидкости в нижнем сечении колонны xH. Далее, вписывая прямоугольные ступени между рабочей и равновесной линиями в интервале от xH до xD, можно определить число теоретических ступеней изменения концентрации, обеспечиваемых лабораторной колонной в условиях опыта. Число ступеней не всегда оказывается целым. И если в задачах проектирования обычно необходимое их количество округляют до целого в большую сторону с запасом, то при исследовании разделительной способности колонны и определении ВЭТС так поступать не следует, особенно при малом количестве ступеней, так как это

может привести к большим погрешностям, причем в сторону завышения разделительной способности. Долю последней неполной ступени можно найти отношением длин отрезков АВ и АС. Необходимо иметь в виду, что установка в целом обеспечивает на одну ступень больше за счет кипятильника, работающего как частичный испаритель.

Величину ВЭТС можно найти из уравнения (2), учитывая, что Н=1.4 м

$$\mathbf{h_э^{оп} = H/N_{тк}^{оп}}\ . \qquad (9)$$

Результаты заносятся в табл.2.

Таблица 2

Равновесные данные для смеси этанол-вода при Р=1 атм
(х – мольная доля этанола в жидкой фазе, y^* – в паровой, Т - ^oC)

x	y*	T	x	y*	T	x	y*	T
0	0	100	0.234	0.545	82.7	0.573	0.684	79.3
0.019	0.170	95.5	0.261	0.558	82.3	0.676	0.739	78.7
0.072	0.389	89.0	0.327	0.583	81.5	0.747	0.782	78.4
0.097	0.438	86.7	0.397	0.612	80.7	0.894	0.894	78.15
0.124	0.470	85.3	0.508	0.656	79.8	0.917	0.906	78.2
0.166	0.509	84.1	0.520	0.660	79.7	1.000	1.000	78.3

2. Приближенное определение опытных значений числа $\mathbf{n_{oy}^{оп}}$ и высоты $\mathbf{h_{oy}^{оп}}$ единиц переноса, обеспечиваемых колонной.

Приближенно определить ЧЕП, обеспечиваемых колонной при изменении в ней концентрации от $\mathbf{x_H}$ до $\mathbf{x_D}$, можно графическим способом. Его точность тем меньше, чем больше кривизна равновесной линии.

На х-у диаграмме проводится вспомогательная линия 0-0, делящая пополам отрезки ординат между равновесной и рабочей линиями (рис. 6). Затем из точки А($\mathbf{x_D,y_D}$) проводится горизонталь АС так, чтобы АВ=ВС. Из точки С опускается вертикаль до пересечения с рабочей линией. Аналогичным образом строятся следующие “ступеньки”, каждая из которых изображает одну единицу переноса, так как движущая сила (отрезок КЕ) на этом участке равна изменению рабочей

концентрации (отрезок CQ). Количество “ступенек”, построенных в интервале от от x_H до x_D, является числом единиц переноса n_{oy}^{on}.

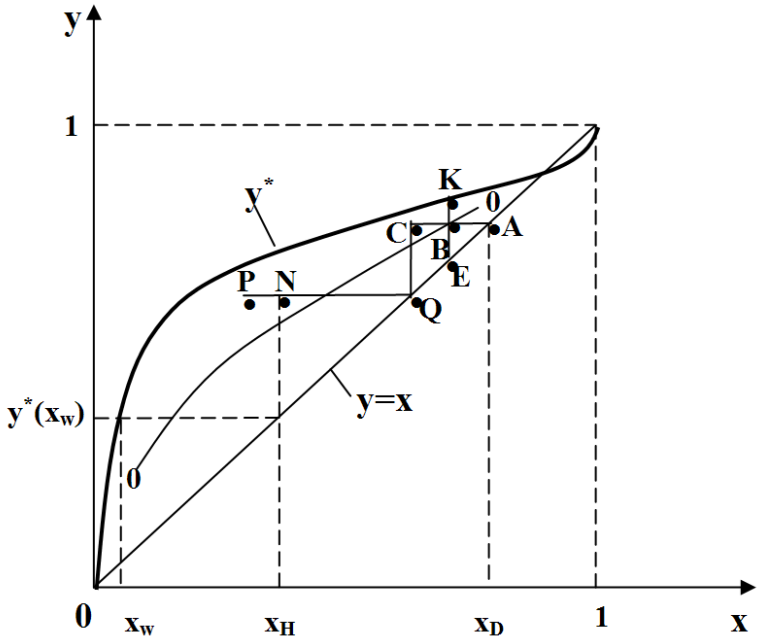


Рис.6. Графическое определение числа единиц переноса колонны ($n_{oy}^{on} = 1.82$)

Если последняя ступенька является неполной, то ее доля определяется отношением отрезков QN и QP.

Соответствующее значение ВЕП можно найти из уравнения (7).

$$h_{oy}^{on} = H/n_{oy}^{on} \qquad (10)$$

3. Приближенное определение расчетных значений высоты h_{oy}^{p} и числа n_{oy}^{p} единиц переноса, обеспечиваемых колонной.

Для расчета h_{oy}^{p} по (4) необходимо знание h_x и h_y в каждой из фаз, которые могут находиться по эмпирическим зависимостям, при-

менимым к пленочным аппаратам [4,13]. Поскольку в исследуемой лабораторной колонне не предусмотрено устройство, обеспечивающее равномерность орошения флегмой ее стенок, то не вся поверхность трубки оказывается смоченной. Это приводит к уменьшению объемных коэффициентов массоотдачи β_{yV}, β_{xV} и увеличению высот единиц переноса h_y и h_x в (5), (6). Учесть это можно за счет введения доли смоченной поверхности ψ. Рассчитывать ее в рекомендуемых условиях работы установки предлагается следующим образом: $\psi = 0.4\,Re_x^{0.33}$

$$h_x = 0.282 \cdot \delta_{пр} Re_x^{0.55} Pr_x^{0.5} \left(H / \delta_{пр} \right)^{0.5} / \psi, \qquad Re_x < 300 \qquad (11)$$

$$Pr_x = \frac{\mu_x}{\rho_x D_x}, \quad (12) \qquad \delta_{пр} = \left(\frac{\mu_x^2}{\rho_x^2 g} \right)^{0.33}, \quad (13) \qquad Re_x = 4\dot{L}M_{см}/(\pi d \mu_x), \quad (14)$$

$$\dot{L} = \dot{G}R/(R+1), \quad \dot{L} = \dot{G} \text{ при } R=\infty, \qquad (15)$$

$$h_y = dRe_y^{0.6} Pr_y^{0.67} (H/d)^{0.32} / (6\psi), \quad Re_y < 2300, \qquad (16)$$

$$Re_y = \bar{w}_y d \rho_y / \mu_y, \qquad (17) \qquad Pr_y = \mu_y / (\rho_y D_y), \qquad (18)$$

где $\delta_{пр}$ - приведенная толщина стекающей пленки жидкости, м; **H,d** – высота и диаметр колонны, м; μ_x, μ_y - динамические коэффициенты вязкости жидкой и паровой фаз, Па·с; ρ_x, ρ_y - плотности фаз, кг/м^3; D_x, D_y - коэффициенты диффузии в жидкой и паровой фазах, м^2/с; $\bar{w}_y$ - скорость пара в колонне, м/с; $\dot{L}, \dot{G}$ – расходы жидкости и пара, кмоль/с; $M_{см}$ - мольная масса жидкой смеси, кг/кмоль.

Прежде чем воспользоваться данными соотношениями, необходимо определить теплофизические свойства смеси этанол-вода в паровой и жидкой фазах. Так как концентрации фаз изменяются по высоте колонны, будут изменяться и теплофизические свойства. Для приближенного расчета определим эти свойства при средних концентрациях в колонне, а учет зависимости их от состава по высоте колон-

ны будет производиться при моделировании на ЭВМ. Найдем средние концентрации этанола в колонне в жидкой и паровой фазах, а также среднюю температуру в колонне.

$$\bar{y} = \bar{x} = (x_H + x_D)/2\,, \quad \text{мол. доли} \tag{19}$$

$$\bar{T} = (T_W + T_D)/2 + 273\,, \quad \text{К.} \tag{20}$$

Учитывая, что колонна работает под атмосферным давлением, свойства чистых компонентов на линии насыщения имеют следующие значения:

$$\rho_{x1} = 735\ \text{кг/м}^3; \qquad \rho_{x2} = 958\ \text{кг/м}^3; \qquad \rho_{y1} = 1.5\ \text{кг/м}^3;$$

$$\rho_{y2} = 0.58\ \text{кг/м}^3; \qquad \mu_{x1} = 0.4\cdot 10^{-3}\ \text{Па}\cdot\text{с}; \quad \mu_{x2} = 0.28\cdot 10^{-3}\ \text{Па}\cdot\text{с};$$

$$\mu_{y1} = 0.9\cdot 10^{-5}\ \text{Па}\cdot\text{с} \quad \mu_{y2} = 1.2\cdot 10^{-5}\ \text{Па}\cdot\text{с}; \quad M_1 = 46\ \text{кг/кмоль};$$

$$M_2 = 18\ \text{кг/кмоль},$$

здесь индекс “1” относится к этанолу, а индекс “2” - к воде.

Свойства смесей можно определить при средних концентрациях этанола в колонне:

$$\rho_x = \frac{1}{\bar{x}/\rho_{x1} + (1-\bar{x})/\rho_{x2}}\,, \tag{21}$$

$$\rho_y = \bar{y}\rho_{y1} + (1-\bar{y})\rho_{y2}\,, \tag{22}$$

$$\mu_x = \exp(\bar{x}\ln\mu_{x1} + (1-\bar{x})\ln\mu_{x2})\,, \tag{23}$$

$$\mu_y = \bar{y}\,\mu_{y1}/(\bar{y} + (1-\bar{y})\sqrt{M_2/M_1}) + (1-\bar{y})\,\mu_{y2}/(1-\bar{y} + \bar{y}\sqrt{M_1/M_2})\,, \tag{24}$$

$$M_{см} = \bar{x}M_1 + (1-\bar{x})M_2\,, \tag{25}$$

$$D_x = 1.24\cdot 10^{-9}\,\bar{T}\exp(10^3/298 - 10^3/\bar{T})/298, \quad \text{м}^2/\text{с}\,, \tag{26}$$

$$D_y = 1.43\cdot 10^{-5}(\bar{T}/298)^{1.5}, \quad \text{м}^2/\text{с}\,. \tag{27}$$

Определим скорость пара в колонне (диаметр колонны **d=0.0125 м):**

$$\bar{w}_y = 4\cdot 22.4\cdot \dot{G}\cdot\bar{T}/(273\pi d^2)\,, \text{ м/с} \quad (\dot{G}\text{, кмоль/с}=10^6\text{ ммоль/с}) \tag{28}$$

По соотношениям (11)-(18) можно рассчитать h_x и h_y, а затем из (4) при $R=\infty$ и $m = m(\bar{x})$ найти среднюю расчетную ВЕП в колонне h^p_{oy}. В случае, когда равновесная линия обладает значительной кри-

визной $\mathbf{m \approx dy^*/dx}$, т.е. может быть найден как тангенс угла наклона касательной к линии равновесия в точке с координатами $\mathbf{(y^*(\overline{x}), \overline{x})}$. Это позволит определить расчетное число единиц переноса, обеспечиваемое данной ректификационной колонной (**H=1.4 м**)

$$\mathbf{n_{oy}^{p} = H / h_{oy}^{p}} . \qquad (29)$$

Результаты заносятся в табл. 3.

Таблица 3

Результаты обработки опытных данных

N опыта	$\mathbf{N_{тк}^{оп}}$	$\mathbf{h_{э}^{оп}}$, м	$\mathbf{n_{oy}^{оп}}$	$\mathbf{h_{oy}^{оп}}$, м	$\mathbf{h_{x}^{p}}$, м	$\mathbf{h_{y}^{p}}$, м	$\mathbf{h_{oy}^{p}}$, м	$\mathbf{n_{oy}^{p}}$
1								

Матаметическое моделирование работы ректификационной колонны на компьютере

Использование компьютера позволяет определять величины, характеризующие разделительную способность ректификационной колонны с большей точностью благодаря возможности применения численных методов.

1. Определение опытных значений числа $\mathbf{n_{oy}^{оп}}$ и высоты $\mathbf{h_{oy}^{оп}}$ единиц переноса.

ЧЕП может быть найдено по (3) при **R=∞** с использованием аппроксимации $\mathbf{y^*(x)}$ из [14]:

$$\mathbf{n_{oy}^{оп} = \int_{x_н}^{x_D} \frac{dy}{y^*(x) - y}} , \qquad (30)$$

$$\mathbf{y^*(x) = x\,\alpha(x)/(1 + (\alpha(x) - 1)x), \quad \alpha(x) = 1/(1.0335x^{1.15} + 0.0754)} . \qquad (31)$$

Интеграл в (30) находится с помощью численного интегрирования, $\mathbf{h_{oy}^{оп}}$ определяется по (10).

2. Определение расчетного значения состава дистиллята $\mathbf{x_D^P}$.

Поскольку для смеси этанол-вода линия равновесия обладает существенной кривизной, то в математической модели используется выражение (8), позволяющее учесть изменение высоты единиц переноса по высоте колонны вследствие изменения теплофизических свойств жидкой и паровой фаз.

Расчетная высота аппарата находится по уравнениям:

$$\mathbf{H^p} = \sum_{i=1}^{N-1} \mathbf{n_{oy_i} h_{oy_i}} + (\mathbf{n_{oy_0} h_{oy_0}} + \mathbf{n_{oy_N} h_{oy_N}}) / 2, \qquad (32)$$

$$\mathbf{n_{oy_i}} = (\mathbf{y_{i+1} - y_i}) / (\mathbf{y_i^* - y_i}),$$

$$\mathbf{y_0 = y^*(x_W)}, \quad \mathbf{x_0 = y_0}, \quad \mathbf{x_{i+1} = x_i + (x_D^p - x_H)/N}, \quad \mathbf{y_{i+1} = x_{i+1}},$$

где N – число участков, на которое разбивается колонна; i – номер сечения, отделяющего эти участки, считая снизу колонны.

Задаваясь различными значениями состава дистиллята $\mathbf{x_D^P}$, можно подобрать такое значение, которое обеспечит с заданной точностью совпадение расчетной высоты колонны с действительной. Блок-схема, реализующая изложенный алгоритм, представлена на рис. 7.

Данный алгоритм реализован в компьютерной программе «rekt», разработанной на кафедре ПАХТ, кроме того, в ней предусматривается расчет $\mathbf{n_{oy}^{on}}$ по (30) и $\mathbf{h_{oy}^{on}}$ по (10). Запуск программы осуществляется с помощью файла “rekt.exe”. Ввод исходных данных из табл.1 осуществляется в режиме диалога. К работе на компьютере допускаются студенты, выполнившие предварительную обработку опытных данных.

Анализ результатов

1. Сопоставляются опытные и расчетные значения ЧЕП и ВЕП, найденные приближенными методами (см. табл. 3), выявляется, в какой из фаз сосредоточено наибольшее сопротивление процессу массопередачи.
2. После завершения компьютерных расчетов ЧЕП и ВЕП, найденные с использованием численных методов, сравни-

ваются с аналогичными величинами, найденными с помощью приближенных методов.

3. Сопоставляются экспериментальное и расчетное значения состава дистиллята.
4. При проведении опытов с различными расходами пара в колонне анализируется влияние расхода фаз на все характеристики ее работы.

Контрольные вопросы

1. Дайте определение перегонки, дистилляции, ректификации. В чем принципиальное отличие дистилляции от ректификации?
2. Какие допущения и для чего обычно используются при расчете ректификации?
3. Что называется теоретической ступенью изменения концентрации (теоретической тарелкой) и высотой эквивалентной теоретической ступени?
4. Дайте определение числа и высоты единиц переноса.
5. Поясните схему лабораторной установки.
6. Какой состав дистиллята получился бы при условиях проведенного эксперимента, если вместо ректификационной установки использовалась дистилляционная?

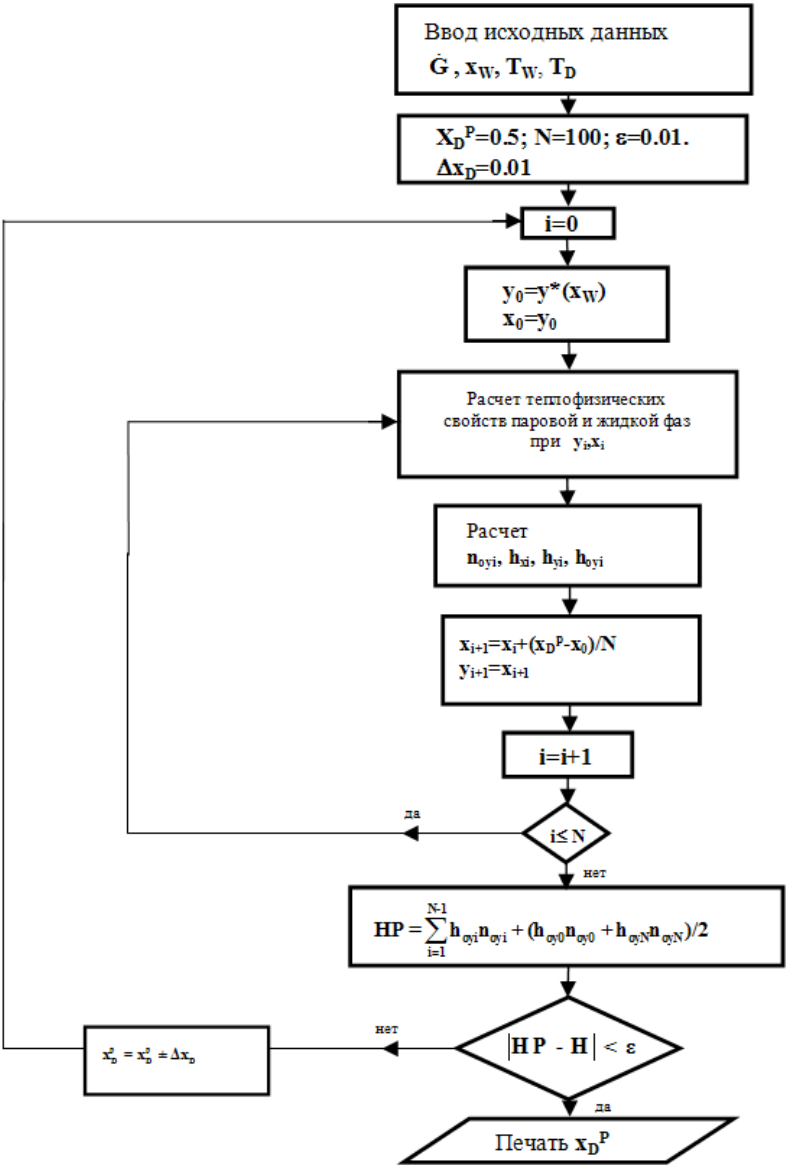


Рис. 7. Блок-схема алгоритма моделирования работы пленочной ректификационной колонны

РАБОТА 23

ИЗУЧЕНИЕ ПРОЦЕССА КОНВЕКТИВНОЙ СУШКИ

Доц. А.Ш. Бикбулатов, проф. О.В. Маминов

Процесс удаления жидкости из твердых или пастообразных материалов путем ее испарения в окружающую среду называется сушкой. Сушка с использованием сушильного агента (нагретого газа, воздуха) называется *конвективной*. Сушильный агент является тепло- и влагоносителем. Свою теплоту он отдает влажному материалу на испарение влаги, а испаряющаяся жидкость (пар) поступает в сушильный агент.

Основные параметры влажного воздуха

В качестве сушильного агента чаще всего используется нагретый воздух. Влажный воздух является смесью абсолютно сухого воздуха и перегретого водяного пара (если влагой является вода). Для технических расчетов допускают, что эта смесь подчиняется законам идеальных газов и паров и характеризуется следующими параметрами: абсолютной и относительной влажностью, влагосодержанием (паросодержанием) и энтальпией (теплосодержанием).

Согласно закону Дальтона:

$$p = p_{св} + p_{п}, \qquad (1)$$

где **p** – полное давление влажного воздуха, Па; $\mathbf{p_{св}}$, $\mathbf{p_{п}}$ – парциальные давления абсолютного сухого воздуха и водяного пара.

Абсолютная влажность воздуха равна массе пара, содержащегося в 1м^3 воздуха, или плотности пара $\boldsymbol{\rho_{п}}$ (кг/м^3) при температуре и давлении воздуха.

Относительная влажность воздуха φ представляет собой отношение массы водяного пара в 1 м ^{3} влажного воздуха $\boldsymbol{\rho_{п}}$ при данных условиях (температуре и общем давлении **p**) к максимально возможной массе пара в 1 м^3 воздуха $\boldsymbol{\rho_{н}}$ (плотность насыщенного пара) при тех же условиях:

$$\varphi = \frac{\rho_П}{\rho_Н}. \qquad (2)$$

Влагосодержание x – это отношение массы водяного пара $m_п$ (кг), содержащегося в данном объеме влажного воздуха, к массе сухого воздуха $m_{св}$ (кг), находящегося в том же объеме:

$$x = \frac{m_П}{m_{СВ}} = \frac{\rho_П}{\rho_{СВ}} \qquad \frac{кг(пара)}{кг(сух.возд)}, \qquad (3)$$

где $\rho_{св}$ – плотность абсолютно сухого воздуха кг/м^3.

Энтальпия **I** влажного воздуха, отнесенная к 1 кг абсолютно сухого воздуха, определяется как

$$I = c_{СВ}T + xi_П \text{ ,Дж/кг (сух.возд)}, \qquad (4)$$

где $c_{св}$ – средняя удельная теплоемкость абсолютно сухого воздуха, приближенно равная 1000 Дж/(кг.град); $i_п$ - энтальпия 1 кг водяного пара; **T** – температура воздуха, ^{0}C.

Основные параметры влажного воздуха и графическое изображение процесса сушки производят при помощи **I - *x*** диаграммы влажного воздуха (диаграмма Л.К. Рамзина), которая представлена на рис.1.

Изображение процессов изменения состояния влажного воздуха на I-x диаграмме (рис. 2)

При нагревании воздуха в калорифере (теплообменнике) его относительная влажность φ уменьшается, а влагосодержание x_0 остается постоянным (отрезок **EF**). Начальная температура воздуха T_0 (**E**), а конечная T_1 (**F**). Энтальпия воздуха увеличивается от I_0 до I_1.

Процесс охлаждения воздуха при x **=const** до значения φ = **100% (**точка **Q´**) характеризуется отрезком **FQ´**. Точка **Q´** называется точкой росы; изотерма($T_р$), проходящая через точку **Q´**, определяет температуру точки росы. Охлаждение воздуха ниже $T_р$ (например, до $T_п$ точка **Q**) приводит к конденсации паров из воздуха, по этой причине его влагосодержание уменьшается от x_1 до $x_п$.

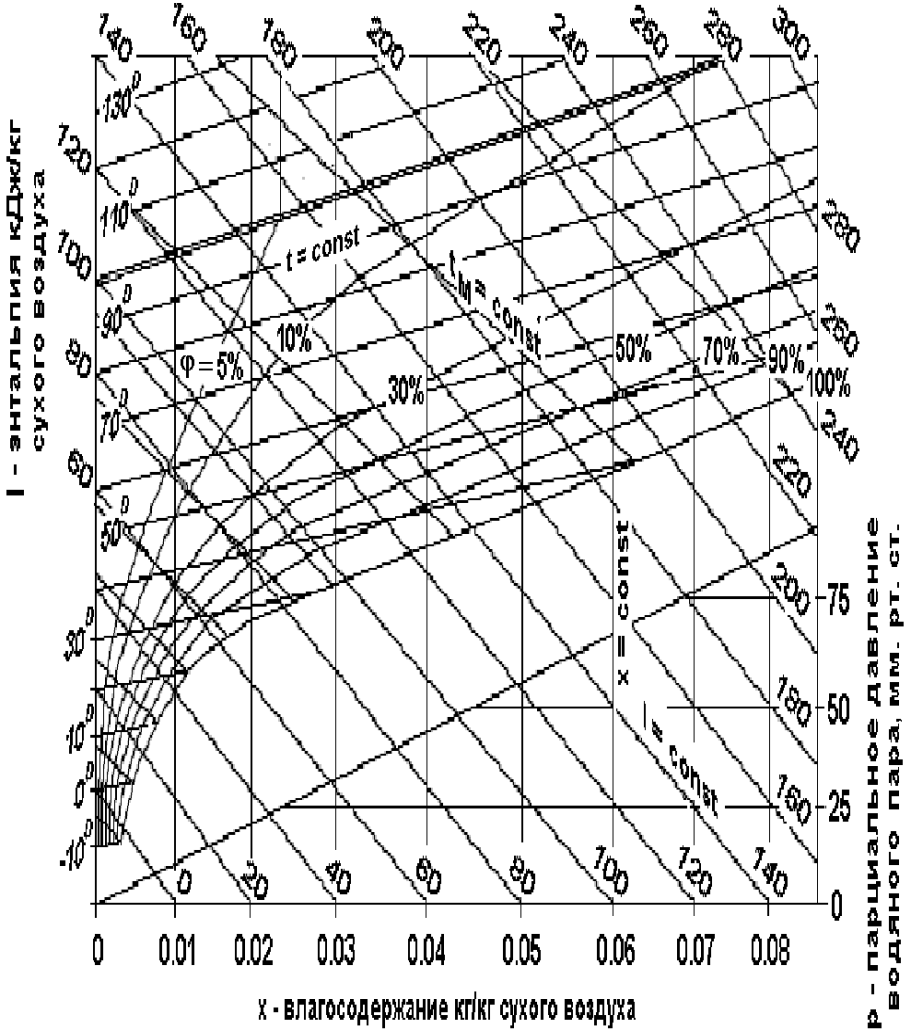


Рис.1. I-*x* диаграмма влажного воздуха.

В сушильной практике есть понятие процесса адиабатической сушки (адиабатического испарения). В этом процессе вся теплота, передаваемая от воздуха к материалу, затрачивается только на испаре-

ние влаги, не нагревая его. Над поверхностью испарения воды (над поверхностью влажного материала) в этом случае образуется слой насыщенного пара **(φ = 100%**), находящегося в равновесии с водой. Температура влаги при этом имеет постоянное значение, равное так называемой температуре мокрого термометра $\mathbf{T_м}$, или температуре адиабатического насыщения.

Эта температура в процессе испарения не меняется, в то время как температура воздуха по мере его насыщения постоянно изменяется (уменьшается), приближаясь к температуре мокрого термометра (при **φ=100%** линия **FK** на рис. 2.).

На рис.2 условно изображен процесс адиабатической сушки, где линия **EF** соответствует нагреванию воздуха в калорифере, линия **FK´** характеризует изменение параметров воздуха в сушильной камере и идет по линии $\mathbf{T_м}$ = **const**, точка **K´** характеризует параметры воздуха, уходящего из сушильной камеры ($\mathbf{T_2}$, x_2).

Связь влаги с материалом и равновесие при сушке

Удаление влаги из материала при сушке зависит от связи влаги с материалом. При сушке эта связь нарушается. Влагу подразделяют на свободную и связанную. Под свободной понимают влагу, скорость испарения которой из материала равна скорости испарения воды со свободной поверхности. При наличии в материале свободной влаги $\mathbf{p_н} = \mathbf{p_м}$, где $\mathbf{p_м}$ – парциальное давление пара непосредственно над материалом; $\mathbf{p_н}$ – давление насыщенного пара над свободной поверхностью. Под связанной понимают влагу, скорость испарения которой меньше скорости испарения воды со свободной поверхности ($\mathbf{p_м} < \mathbf{p_н}$).

Если материал находится в контакте с влажным воздухом, то принципиально возможны два процесса: сушка (десорбция влаги из материала) при $\mathbf{p_м} > \mathbf{p_п}$, где $\mathbf{p_п}$ – парциальное давление паров влаги в воздухе, и увлажнение (сорбция влаги материалом) при $\mathbf{p_м} < \mathbf{p_п}$.

В процессе сушки $\mathbf{p_м}$ уменьшается и приближается к пределу $\mathbf{p_м} = \mathbf{p_п}$. При этом наступает состояние динамического равновесия, которому соответствует предельная влажность материала, называемая равновесной влажностью $w_р$.

Равновесная влажность является функцией относительной влажности и температуры воздуха: $w_р = f(\varphi, T)$.

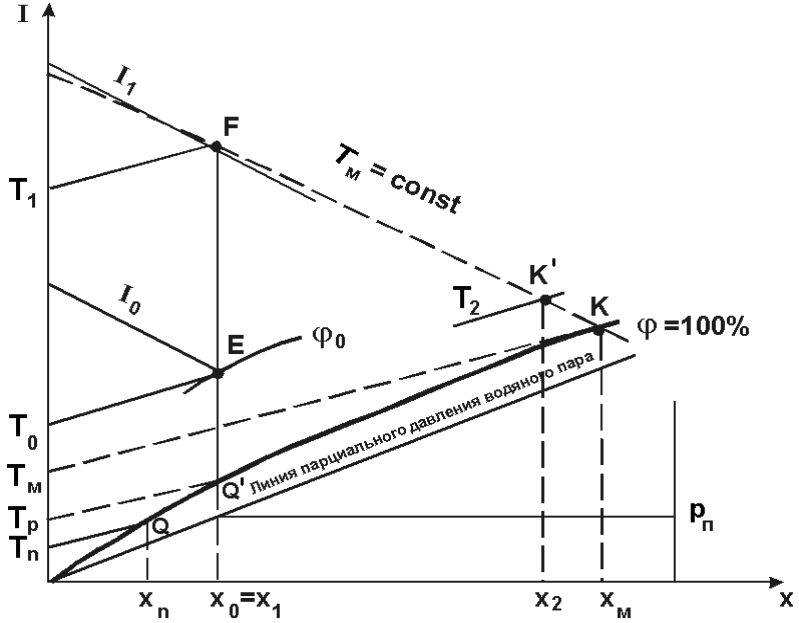


Рис 2. Изображение процессов изменения состояния влажного воздуха на диаграмме I-***x***

Обозначим **M** - общую массу влажного материала, $\mathbf{M_{вл}}$ массу влаги, находящейся в материале, $\mathbf{M_c}$ - массу абсолютно сухого материала, при этом используются два различных определения влажности материала:

$w^0 = \frac{\mathbf{M_{ВЛ}}}{\mathbf{M}}$ - влажность материала отнесенная к общей массе;

$w = \frac{\mathbf{M_{ВЛ}}}{\mathbf{M_C}}$ - влажность, отнесенная к абсолютно сухому материалу. Обе влажности связаны следующими зависимостями:

$$w^0 = \frac{w}{1+w}; \quad w = \frac{w^0}{1-w^0}.$$

Равновесная влажность, соответствующая значению $\varphi = 100\%$ ($p_п / p_м = 1$), называется гигроскопической влажностью $w_г$. Гигроскопическая влажность является граничной между свободной и связанной влагой в материале.

Основы кинетики процесса конвективной сушки

Кинетика сушки характеризуется изменением во времени средней влажности материала и определяется формой связи влаги с материалом, размером частиц материала, параметрами сушильного агента и скоростью его движения, конструкцией сушилки.

Для расчета сушилок необходимо знать скорость сушки, определяемую как изменение влажности материала в единицу времени $N = -\frac{dw}{dt}$. Кривую скорости сушки (зависимость скорости сушки от влажности материала) получают на основе экспериментальных данных об изменении средней влажности всего материала w во времени. Для этого проводят измерение изменения массы материала во времени и строят кривую сушки: зависимость влажности материала от времени. (рис. 3).

Кривую скорости сушки (рис.4.) находят путем графического дифференцирования кривой сушки или разбивкой ее на равные по времени участки с последующим делением величины убыли влажности материала на этих отрезках на длительность, т.е. $N = -\frac{dw}{dt}$.

При сушке влажного материала при постоянных температуре и скорости обдува материала наблюдаются: начальный период прогрева (AB), первый период постоянной скорости сушки (BC), второй период падающей скорости сушки (CD).

В каждом конкретном случае формы кривой сушки и скорости сушки зависят от структуры капиллярно-пористого тела, вида связи влаги с материалом, скоростей переноса тепла и массы внутри образца и внешнего массо- и теплообмена поверхности тела и окружающей среды.

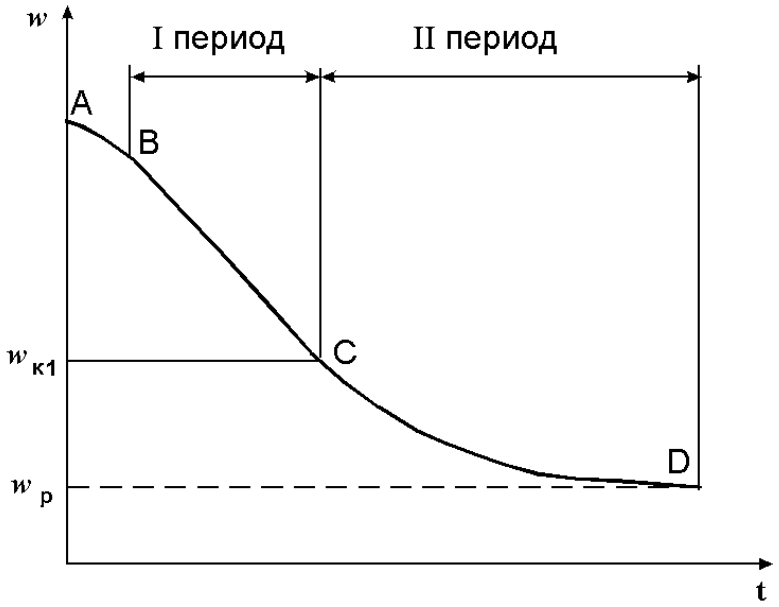


Рис.3. Кривая сушки влажного материала

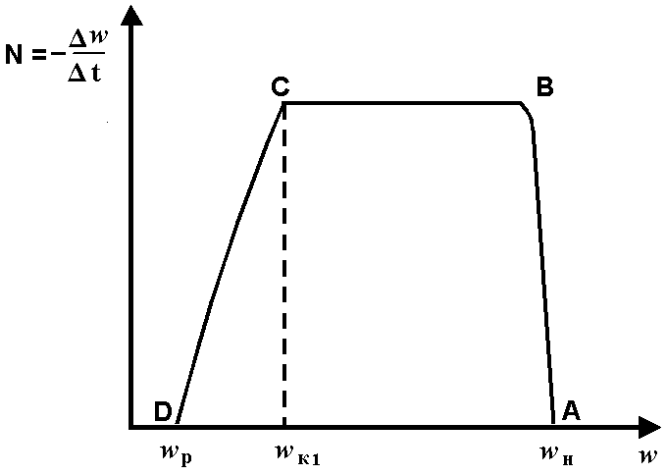


Рис. 4. Кривая скорости сушки

В начале процесса сушки можно наблюдать стадию прогрева материала (АВ). Убыль влажности материала происходит медленно, а его температура быстро становится равной температуре мокрого термометра $\mathbf{T}_{м}$. Для тонких материалов этот промежуток времени на кривой сушки мало заметен. В период постоянной скорости сушки поверхность материала покрыта пленкой жидкости и испарение влаги происходит при температуре, приблизительно равной $\mathbf{T_м}$. В первый период сушки влажность материала уменьшается с течением времени по линейному закону. Следовательно, убыль влажности материала в единицу времени будет постоянной (период постоянной скорости сушки). Этот период продолжается до некоторой критической влажности $\boldsymbol{w_{к1}}$, начиная с которого скорость сушки будет убывать. В период падающей скорости сушки (CD) зависимость $\mathbf{N(}\boldsymbol{w}\mathbf{)}$ асимптотически приближается к нулю при достижении равновесной влажности материала ($\boldsymbol{w_p}$).

В период постоянной скорости сушки происходит удаление влаги с поверхности материала и из крупных пор. Скорость сушки определяется скоростью поверхностного испарения влаги. В этих условиях количество влаги, непрерывно удаляемое с наружной поверхности, полностью компенсируется влагой, подходящей к наружной поверхности из внутренних слоев материала. Скорость сушки определяется главным образом диффузией паров через пограничный слой воздуха у поверхности материала. Движущей силой процесса будет являться разность концентраций, либо разность парциальных давлений паров влаги у поверхности материала и в окружающем воздухе, т.е. сопротивление массопередачи определяется сопротивлением массоотдачи в газовой фазе.

Период падающей скорости сушки начинается тогда, когда на поверхности испарения влажность материала равняется гигроскопической (в то время как в центре она больше). Во второй период удаляется связанная влага, удерживаемая в материале капиллярными и адсорбционными силами. В этом случае скорость сушки определяется как массоотдачей в газовой фазе, так и скоростью внутренней диффузии влаги из глубины тела к поверхности. В этот период подвод влаги из внутренних слоев уже не компенсирует убыль влаги с поверхности.

Кривая скорости сушки во втором периоде имеет различную форму, которая зависит в основном от вида связи влаги с материалом.

На основе кривых сушки и скорости сушки можно найти начальную влажность материала $w_н$, критическую влажность $w_{к1}$, продолжительности различных периодов сушки, а также вычислить количество удаляемой влаги и интенсивность испарения влаги из материала (поток массы) **j**, рассчитываемую как количество испаренной влаги $\mathbf{M_{вл}}$ за единицу времени **t** с единицы поверхности тела **F**.

При обтекании воздушным потоком тонкой пластины материала прямоугольной формы для периода постоянной скорости сушки имеется общая функциональная зависимость между критериями подобия в газовой фазе:

$$\mathbf{Nu'_Г = f(Re, Pr'_Г),} \qquad (5)$$

где $\mathbf{Nu'_Г = \frac{\beta_Г \cdot L}{D}}$ - критерий Нуссельта; $\mathbf{Re = \frac{\bar{w} L \rho}{\mu}}$ - критерий Рейнольдса; $\mathbf{Pr'_Г = \frac{\mu}{D\rho}}$ - критерий Прандтля.

Здесь $\bar{\mathbf{w}}$ – скорость обдува вдали от поверхности материала, м/с; **ρ** - плотность воздуха, кг/м ^{3}; **μ** - динамический коэффициент вязкости воздуха, Па·с; **D** – коэффициент диффузии пара в воздух, м^2/с; $\mathbf{\beta_Г}$ - коэффициент массоотдачи в газовой фазе, м/с; **L**– длина поверхности испарения по направлению движения воздуха, м.

В результате обработки многочисленных экспериментальных данных по тепло- и массообмену при обдувании потоком воздуха влажного материала получено следующее соотношение :

$$\mathbf{Nu'_Г = 2 + 0,83 Re^{0,57} Pr_Г'^{\,0,33}}. \qquad (6)$$

При испарении влаги из материала в поток воздуха в первом периоде сушки интенсивность испарения влаги можно определить по уравнению массоотдачи:

$$\mathbf{j = \beta_Г (C_{ПН} - C_П) = \beta_Г \frac{M_П}{RT} (p_Н - p_П)}, \qquad (7)$$

$$\mathbf{j = \frac{\Delta M_{ВЛ}}{F \cdot \Delta t} = \frac{N_{СР} \cdot M_С}{F}}, \qquad (8)$$

где интенсивность испарения **j** можно определить через скорость испарения или $\mathbf{N_{ср}}$ – среднее значение скорости сушки в первом периоде, 1/с; $\frac{\Delta \mathbf{M_{ВЛ}}}{\Delta \mathbf{t}}$ - скорость испарения, кг/с; **t** - время, с; **F**- поверхность испарения материала, м^2 (в расчетах необходимо учесть, что массоотдача происходит с обеих сторон материала); $\mathbf{p_н}$ - давление насыщенного пара при $\mathbf{T_м}$, Па; $\mathbf{p_п}$ - парциальное давление паров влаги в окружающем воздухе, Па; $\mathbf{C_{пн}}$, $\mathbf{C_п}$ – соответственно концентрации пара у поверхности материала и в газовой среде; $\mathbf{M_п}$ – мольная масса водяного пара (18 кг/кмоль); **T** – абсолютная температура опыта, К; **R** – универсальная газовая постоянная (8314 Дж/(кмоль·К)).

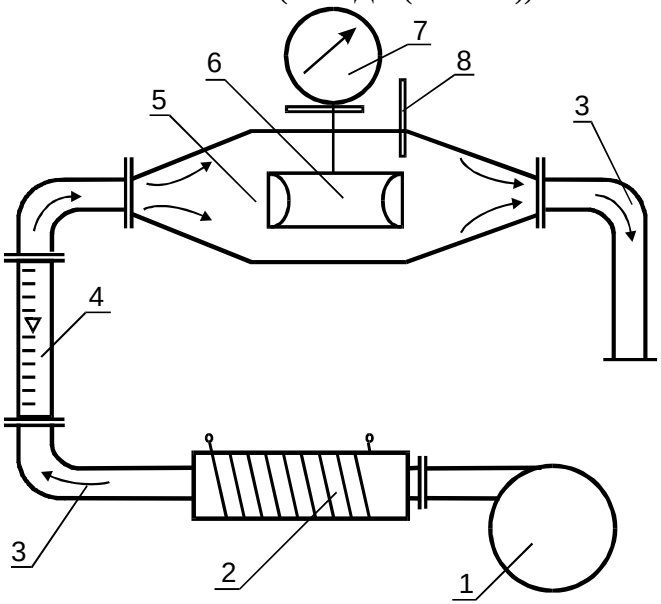


Рис.5. Схема конвективной сушилки:
1- вентилятор, 2- калорифер, 3- трубопровод, 4- ротаметр, 5 – сушильная камера, 6- высушиваемый материал, 7- весы, 8- термометр

Цели работы:

1. Построение кривой сушки. Определение скорости сушки и построение кривой скорости сушки.

2. Сопоставление расчетного и опытного значений коэффициента массоотдачи.

Описание установки

Установка изображена на рис.5.

Вентилятором 1 воздух подают в сушильную камеру прямоугольного сечения (ширина камеры **a** = 0,08 м, высота **h** = 0,17 м), предварительно подогретым в калорифере 2. Регулирование температуры нагрева производят за счет включения нагревателей на пульте управления, а ее измерение осуществляют термометром 8. Расход воздуха определяют с помощью ротаметра 4 и тарировочного графика. Измерение изменения массы влажного материала производят путем взвешивания образца 6 на весах 7.

Методика проведения опытов и обработка результатов

1. Включить установку.
2. Установить заданный расход воздуха, $\dot{\mathbf{V}}$, м ^{3}/с.
3. Включить нагреватели, установить заданную температуру опыта.
4. Обмерить и взвесить сухой образец, для чего предварительно определить показание весов с материалом $\mathbf{M_c} + \mathbf{M_Д}$ и без него. $\mathbf{M_Д}$ - масса держателя.
5. Увлажнить образец водой, смочив его приблизительно 20 г воды, поместить в сушильную камеру, увлажненный образец взвесить.
6. Через равные промежутки времени (3 мин) производить взвешивание материала. Опыт закончить после того, как прекратится убыль влаги. Во избежание ошибки взвешивания материала необходимо построить зависимость **M -t**, провести через опытные точки сглаживающую линию и заносить в табл.1 изменения массы материала во времени.
7. Определить по психрометру и записать температуры мокрого $\mathbf{T}^{\mathbf{0}}_{\mathbf{м}}$ и сухого $\mathbf{T_c}$ термометров, величину относительной влажности окружающего воздуха $\boldsymbol{\varphi_0}$.

Результаты эксперимента занести в табл.1.

На основе опытных данных рассчитывают влажность материала ***w***, скорость сушки **N** и строят кривые сушки и скорости сушки. Далее вычисляют по выражениям (5) величины критериев Рейнольдса, Прандтля, по зависимости (6) –расчетные значения критерия Нуссельта и коэффициента массоотдачи $\beta_Г$. По формулам (7), (8) находят опытное значение коэффициента массоотдачи $\beta_Г$ в первом периоде сушки. Для этого необходимо на диаграмме энтальпия – влагосодержание влажного воздуха (диаграмма Рамзина) построить процесс подогрева воздуха в калорифере. По температуре и относительной влажности окружающего воздуха (T_0, φ_0) на диаграмме Рамзина находят точку **E** (рис.2). проводят линию (**EF**) до пересечения с изотермой T_1 (т.**F**). Из точки **F**, перемещаясь по $T_м$ **= const** до линии φ = **100 %**, определить для точки **К** температуру мокрого термометра $T_м$ и для этой температуры – давление насыщенного пара $p_Н(T_м)$ по **I–*x*** диаграмме или таблице, приведенной в приложении. Парциальное давление пара $p_п$ в сушильной камере считают равным парциальному давлению пара в окружающей среде, поэтому эту величину следует определять по диаграмме Рамзина для точки **E**. Для этого следует найти точку пересечения линии x_1=const с линией парциального давления водяного пара (см.рис.2) и определить значение $p_п$. Далее вычисляют опытный коэффициент массоотдачи по среднему значению скорости сушки $N_{ср}$, полученному усреднением соответствующих точек первого периода на кривой скорости сушки (8), и сравнивают его с расчетным значением (6). Полученные данные заносят в табл. 2.

Предварительно необходимо измерить и записать следующие параметры:

масса держателя $M_д$, кг;

масса сухого образца $M_с$, кг;

длина образца **L**, м;

высота образца **H**, м;

температура опыта T_1, ^{0}**C** ;

скорость обдува материала воздухом, $\bar{w}$ м/с; $\bar{w} = \dfrac{\dot{V}}{ah}$.

Параметры окружающего воздуха до входа в калорифер, определяемые по психрометру:

температура $\mathbf{T_0}$, С;
температура мокрого термометра $\mathbf{T^0_м}$ С;
относительная влажность воздуха $\boldsymbol{\varphi_0}$, %

Таблица 1

Таблица опытных данных

№ пп	Измеренные величины			Рассчитанные величины			
	Текущее время $\mathbf{t}$, с	Интервал времени $\mathbf{\Delta t}$, с	Показания весов $\mathbf{M}$, кг	Содержание влаги в материале $\mathbf{M_{вл} = M - M_c - M_д}$	Влажность материала $w = \frac{\mathbf{M_{ВЛ}}}{\mathbf{M_С}}$	Изменение влажности материала Δw за $\Delta \mathbf{t}$	Скорость сушки $\mathbf{N} = \frac{\Delta w}{\mathbf{\Delta t}}$, $\mathbf{с^{-1}}$

Таблица 2

Сводная таблица результатов опыта
и расчета для первого периода сушки

Расчетные критерии			$\mathbf{N_{СР_1}}$, $\mathbf{с^{-1}}$	$\mathbf{j}$, $\frac{\mathbf{кг}}{\mathbf{м^2 с}}$	Значения коэффициентов массоотдачи $\boldsymbol{\beta_Г}$, м/с	
Re	$\mathbf{Pr_Г'}$	$\mathbf{Nu_Г'}$			расчет	опыт

Контрольные вопросы

1. Какой процесс называется сушкой?
2. Что называется скоростью сушки?
3. Какие условия определяют периоды постоянной и падающей скорости сушки?
4. Как определяется скорость сушки и коэффициент массоотдачи?
5. Перечислить основные параметры влажного воздуха, дать их определение.

БИБЛИОГРАФИЧЕСКИЙ СПИСОК

1. Касаткин А. Г. *Основные процессы и аппараты химической технологии. М.: Химия, 1971. 784 с.*
2. Дытнерский Ю. И. *Процессы и аппараты химической технологии. 1, 2 ч. М.: Химия, 2002. 400 с., 368 с.*
3. Процеси і аппарати харчових виробництв / Под ред. В. М. Стабникова. Киев: Вища школа, 1971. 200 с.
4. *Рамм В.П.* Абсорбция газов. М.: Химия, 1976. 656 с.
5. *Стабников В. Н., Баранцев В. И.* Процессы и аппараты пищевых производств. М.: Пищевая пром-ть, 1974. 356 с.
6. *Александров И.А.* Ректификационные и абсорбционные аппараты. Л:, Химия, 1965. 308 с.
7. *Александров И.А.* Массопередача при ректификации и абсорбции многокомпонентных смесей. - Л.: Химия, 1975. 320с.
8. *Скобло А.И., Трегубова И.А., Молоканов Ю.К.* Процессы и аппараты нефтеперерабатывающей и нефтехимической промышленности. – М.: Химия, 1982. 584 с.
9. *Кафаров В.В.* Основы массопередачи. – М.: Высшая школа, 1979. 439 с.
10. *Комиссаров Ю.А., Глебов М.Б., Гордеев Л.С., Вент Д.П.* Химико-технологические процессы. Теория и эксперимент. – М.: Химия, 1999. 358 с.
11. *Плановский А.Н., Рамм В.М., Каган С.В.* Процессы и аппараты химической технологии. М.: Химия, 1967. 848 с.
12. *Багатуров С.А.* Основы теории и расчета перегонки и ректификации. М: Химия, 1974. 440 с.
13. *Олевский В.М., Ручинский В.Р.* Ректификация термически нестойких продуктов. М: Химия, 1972. 200 с.
14. Тепломассобменные процессы: Руководство к лаб. работам / Ф.А. Мусташкин, И.В. Шарнин , Л.К. Сафиуллина; КХТИ. Казань, 1985. 40 с.
15. *Петухов Б.С.* Теплообмен и сопротивление при ламинарном течении жидкости в трубах. М.: Энергия, 1967. 412 с.

16. *Павлов К. Ф., Романков П. Г., Носков А. А.* Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. Л.: Химия, 1987. 576 с.
17. *П. Г. Романков, В. Ф. Фролов, О. М. Флисюк, М. И. Курочкина*. Методы расчета процессов и аппаратов химической технологии (примеры и задачи). С.-П.: Химия, 1993. 496 с.
18. *Романков П. Г., Курочкина М. И.* Гидромеханические процессы химической технологии. М.: Химия, 1974. 288 с.
19. *Романков П. Г.* Руководство к практическим занятиям в лаборатории процессов и аппаратов химической технологии. Л.: Химия, 1976. 255 с.
20. *Лыков А. В.* Теория сушки. М.: Энергия, 1968. 471 с.
21. *Лыков М. В.* Сушка в химической промышленности. М.: Химия, 1970. 429 с.
22. *Ирисов А. С.* Испаряемость топлив для поршневых двигателей и методы ее исследования. М.: Гостоптехиздат, 1955. 303 с.
23. *Муштаев В. И., Ульянов В. М.* Сушка дисперсных материалов. – М.: Химия, 1988.
24. Явления переноса: Учебное пособие/ А.И. Разинов, Г.С. Дьяконов Казан.гос.технол.ун–т. Казань, 2002. 136 с.
25. *Забродский С. С.* Гидродинамика и теплообмен в псевдоожиженном слое. М.: Госэнергоиздат, 1963. 488 с.
26. Справочник химика, Т. Ш. М.: Химия, 1964. 1005 с.
27. *Штербачек З., Тауск П.* Перемешивание в химической промышленности. /Под ред. И.С. Павлушенко. Л.: Госхимиздат, 1963. 416 с.
28. *Перри Дж.* Справочник инженера–химика, Т.1. Л.: Химия, 1969. 639 с.
29. *Перри Дж.* Справочник инженера-химика. Т. 2. Л: Химия, 1969. 504 с.

Теплофизические свойства воды, воздуха и водяного пара

T,°C	Вода					Воздух		Водяной пар	
	ρ, кг/м^3	C, кДж/кгК	$\lambda \cdot 10^2$, Вт/мК	$\mu \cdot 10^6$, Па с	$\sigma \cdot 10^3$, Н/м	$\mu \cdot 10^6$, Па с	ρ, кг/м^3	$p_н \cdot 10^{-4}$, Па	$D \cdot 10^4$, м^2/с
0	1000	4,19	57,5	1310	76,2	16,7	1,26	0,122	0,25
10	998	4,19	59,9	1000	72,8	18,2	1,25	0,237	0,26
20	996	4,18	61,8	804	71,2	18,7	1,16	0,423	
30	992	4,18	63,4	657	69,6	19,0	1,12	0,736	0,27
40	988	4,18	64,8	540	67,7	19,4	1,08	1,23	
50	983	4,18	65,9	470	66,2	20,0	1,05	1,99	0,29
60	978	4,19	66,8	406	64,3	20,4	1,03	3,12	
70	972	4,19	67,5	355	62,6	20,9	1,00	4,74	0,335
80									