

Министерство науки и высшего образования Российской Федерации  
Федеральное государственное бюджетное  
образовательное учреждение высшего образования  
«Казанский национальный исследовательский  
технологический университет»

# ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНОЕ ИЗУЧЕНИЕ ПРОЦЕССОВ И АППАРАТОВ ХИМИЧЕСКОЙ ТЕХНОЛОГИИ

Учебное пособие

*Под редакцией проф. А. В. Клинова*

Казань  
Издательство КНИТУ  
2019

УДК 66.02(075)

ББК 37.11я7

Э41

*Печатается по решению редакционно-издательского совета  
Казанского национального исследовательского технологического университета*

*Рецензенты:*

*д-р техн. наук, проф. Ю. И. Азимов*

*д-р техн. наук, проф. А. Г. Лаптев*

**Авторы:** Ф. А. Абдулкашاپова, К. А. Алексеев, И. П. Анашкин, В. А. Арсланов, Д. В. Башкиров, А. Ш. Бикбулатов, В. Г. Бочкарев, В. В. Бронская, Р. Г. Галимуллин, Н. И. Еникеева, Э. Н. Закиров, О. В. Захарова, Н. Х. Зиннатуллин, Т. В. Игнашина, С. В. Карпеев, С. М. Кириченко, А. В. Клинов, В. П. Костромин, В. А. Кузнецов, Е. И. Кульментьева, О. В. Маминов, Л. Р. Минибаева, М. А. Мухамедзянов, А. Г. Мухаметзянова, А. В. Малыгин, Н. Н. Маряхин, И. М. Нафиков, В. В. Никешин, Д. В. Прощекальников, А. О. Панков, О. А. Панкова, А. И. Разинов, Ю. И. Разинов, В. Н. Сосков, Н. Б. Сосновская, Б. Ф. Степочкин, П. П. Суханов, А. Р. Фазлыев, М. И. Фарахов, Р. Н. Хамидуллин, Н. Е. Харитонов

**Э41** Экспериментальное изучение процессов и аппаратов химической технологии : учебное пособие / Ф. А. Абдулкашاپова [и др.]; под ред. А. В. Клинова; Минобрнауки России, Казан. нац. исслед. технол. ун-т. – Казань : Изд-во КНИТУ, 2019. – 284 с.

ISBN 978-5-7882-2743-6

Рассмотрены теоретические основы гидромеханических, теплообменных и массообменных процессов, приведены расчетные формулы, описание лабораторных установок, методики проведения экспериментов и обработки полученных результатов.

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

Подготовлено на кафедре процессов и аппаратов химической технологии.

**УДК 66.02(075)**

**ББК 37.11я7**

Подписано в печать 30.12.2019

Бумага офсетная

17,75 уч.-изд. л.

Печать ризографическая

Тираж 100 экз.

Формат 60×84 1/16

16,51 усл. печ. л.

Заказ 282/19

Издательство Казанского национального исследовательского  
технологического университета

Отпечатано в офсетной лаборатории Казанского национального  
исследовательского технологического университета

420015, Казань, К. Маркса, 68

ISBN 978-5-7882-2743-6

© Авторы, указанные на обороте титула, 2019

© Казанский национальный исследовательский  
технологический университет, 2019

## СОДЕРЖАНИЕ

Условные обозначения.....	5
Введение .....	7
Тема 1. Определение режима течения воды в цилиндрической трубе круглого сечения.....	8
ТЕМА 2. Изучение структуры потоков в аппаратах и ее влияния на процесс теплопередачи .....	14
Тема 3. Измерение давления и вакуума в покоящейся жидкости.....	41
Тема 4. Экспериментальная демонстрация уравнения Бернулли.....	48
Тема 5. Измерение расхода воды с помощью диафрагмы.....	57
Тема 6. Определение потерь напора в прямой трубе круглого сечения.....	63
Тема 7. Определение потерь напора в запорных устройствах.....	69
Тема 8. Определение потерь давления в теплообменных аппаратах.....	75
Тема 9. Определение скорости и расхода воды при истечении через отверстия и цилиндрический насадок.....	83
Тема 10. Изучение гидравлики взвешенного слоя .....	91
Тема 11. Изучение гидродинамики зернистого слоя.....	100
Тема 12. Испытание центробежного насоса.....	111
Тема 13. Работа центробежного насоса на сеть .....	118
Тема 14. Последовательная и параллельная работа центробежных насосов на сеть .....	129

Тема 15. Изучение теплообмена в теплообменнике типа «труба в трубе» с проточным водонагревателем .....	136
Тема 16. Изучение теплообмена в теплообменнике типа «труба в трубе» с накопительным водонагревателем .....	150
Тема 17. Изучение гидродинамики насадочной колонны с насадкой кольца Рашига .....	158
Тема 18. Изучение гидродинамики насадочной колонны с насадкой «Инжехим IX-10» .....	169
Тема 19. Изучение гидродинамики колонн с ситчатыми и колпачковыми тарелками .....	182
Тема 20. Изучение гидродинамики колонн с клапанными и дырчатыми тарелками .....	192
Тема 21. Изучение процесса дистилляции .....	202
Тема 22. Изучение процесса массоотдачи при растворении твёрдого вещества в аппарате с механическим перемешиванием .....	211
Тема 23. Изучение процесса абсорбции .....	220
Тема 24. Изучение процесса ректификации .....	231
Тема 25. Изучение процесса конвективной сушки .....	250
Тема 26. Изучение процесса периодической адсорбции .....	263
Библиографический список .....	282
Приложение .....	284



## 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  
 $\alpha$  – коэффициент теплоотдачи  
 $\beta$  – коэффициент массоотдачи  
 $T$  – температура  
 $\mu$  – динамический коэффициент вязкости  
 $\nu$  – кинематический коэффициент вязкости  
 $C$  – концентрация  
 $c_p$  – изобарная теплоемкость  
 $\lambda$  – коэффициент теплопроводности  
 $\Delta T, \Delta C$  – разности температур и концентраций соответственно  
 $\Delta p$  – гидравлическое сопротивление, перепад давления  
 $\rho$  – 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  
 $\sigma$  – коэффициент поверхностного натяжения  
 $\xi$  – коэффициент сопротивления  
 $\lambda_\Gamma$  – коэффициент гидравлического трения  
 $t$  – время  
 $\delta$  – 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

$\phi$  – относительная влажность воздуха

$x$  – влагосодержание влажного воздуха

$i_n$  – энтальпия водяного пара

$w$  – влажность материала

$N$  – скорость сушки

$M_i$  – молекулярная масса компонента  $i$

## ВВЕДЕНИЕ

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

Важной составляющей этой дисциплины являются лабораторные исследования, цели которых заключаются в следующем: закрепление и углубление знаний по теории основных процессов химической технологии; приобретение и совершенствование навыков экспериментальных исследований, освоение методов обработки опытных данных; изучение устройств, принципов действия, режимов работы аппаратов на примерах модельных установок; ознакомление с оборудованием и измерительными приборами, а также с организацией и методикой проведения экспериментов.

До выполнения лабораторной работы студенты должны изучить ее содержание, подготовить таблицу для занесения измеряемых величин, ознакомиться с используемым оборудованием, 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.

Оформление отчета о выполненной работе проводится в соответствии со стандартом КНИТУ. Отчет должен содержать формулировку целей работы, схему установки, основные расчетные формулы, таблицу опытных данных и полученных 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), выводы с анализом полученных результатов.

Лабораторная работа завершается защитой отчета, в ходе которой студент должен продемонстрировать знание и понимание основ теории, сути процессов и принципов работы изучаемых аппаратов, освоение методики проведения экспериментальных исследований и обработки их результатов.

## ТЕМА 1

### ОПРЕДЕЛЕНИЕ РЕЖИМА ТЕЧЕНИЯ ВОДЫ В ЦИЛИНДРИЧЕСКОЙ ТРУБЕ КРУГЛОГО СЕЧЕНИЯ

Течение жидкости в аппаратах происходит в различных режимах. При выполнении расчетов гидравлических сопротивлений, тепловых и массообменных процессов, происходящих в аппаратах и машинах, необходимо знать режимы течения жидкостей, поскольку для каждого из них характерны различные закономерности и особенности.

Режим течения жидкости определяется геометрией канала, скоростью течения и вязкостью жидкости. Рассмотрим поток, движущийся вдоль стенки (например, поток в трубе). Скорость движения жидкости  $w$  по сечению трубы различна: у стенок она равна нулю, в центре имеет максимальное значение (рис. 1).

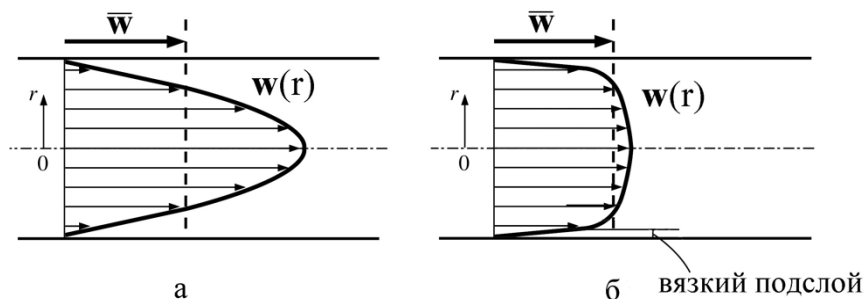


Рис. 1. Профили скорости в трубе в различных режимах:  
а – ламинарный режим; б – турбулентный режим ( $\bar{w}$  – средняя скорость по сечению трубы)

При течении в трубах и каналах постоянного сечения с малой скоростью жидкость движется отдельными струйками, не смешиваясь, параллельно стенкам трубы или канала. Такой режим называется *ламинарным*, или *струйчатым*. При этом режиме все частицы жидкости имеют лишь продольную составляющую скорости. Визуально любой режим движения можно определить, вводя в поток подкрашенную струйку жидкости. В ламинарном режиме она будет двигаться, не размываясь, параллельно стенкам трубы. Возникающие в реальных условиях случайные или искусственные малые возмущения, изменяющие

регулярность движения (шероховатость поверхности, ограничивающей поток, и т. д.), не развиваются с течением времени, а, наоборот, затухают.

Однако если и неоднородность скорости, и удаленность от границы раздела фаз превышают определенные значения, устойчивость движения по отношению к малым возмущениям нарушается. Происходит развитие нерегулярного хаотического движения отдельных объемов среды (*вихрей*). Вихри дробятся на более мелкие, постепенно замедляясь и затухая. Все это приводит к тому, что помимо основных (продольных) скоростей, возникают, хотя и значительно меньшей величины, составляющие скорости, перпендикулярные оси потока. Появляются поперечное перемешивание частиц жидкости, пульсации скорости и выравнивание профиля скорости, т. е. во всех точках потока скорость и давление нерегулярно изменяются с течением времени, пульсируют вокруг некоторых своих осредненных 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*. Визуально при увеличении 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, вся жидкость перемешивается и равномерно окрашивается в цвет подкрашенной струйки. Траектории частиц представляют собой сложные хаотичные кривые, пересекающиеся между собой. В турбулентном потоке обычно используют не мгновенные, а осредненные за достаточно протяженный отрезок времени величины скорости и давления.

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

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

Визуальное определение режима течения не всегда возможно и достаточно субъективно. Поэтому на практике о режиме течения судят

по количественной характеристике – значению критерия (числа) Рейнольдса **Re**:

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

где  $\bar{w}$  – средняя скорость потока, м/с;  $\rho$  – плотность жидкости, кг/м<sup>3</sup>;  $\mu$  и  $\nu = \mu / \rho$  – динамический (Па·с) и кинематический (м<sup>2</sup>/с) коэффициенты вязкости жидкости, соответственно;  $\ell$  – некоторый характерный размер потока (м), обычно  $\ell = d_{\text{э}}$  – эквивалентный диаметр, который определяется из выражения

$$d_{\text{э}} = 4S / \Pi,$$

где  $S$  – площадь поперечного сечения потока (живого сечения), м<sup>2</sup>;  $\Pi$  – смоченный периметр, м; для круглой трубы  $d_{\text{э}} = d$ , 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 **Re** от 2320 до 10000, происходит развитие турбулентности. Значение **Re**, равное 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 экспериментальной установки**

Установка для наблюдения режима движения жидкости (рис. 2) 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.

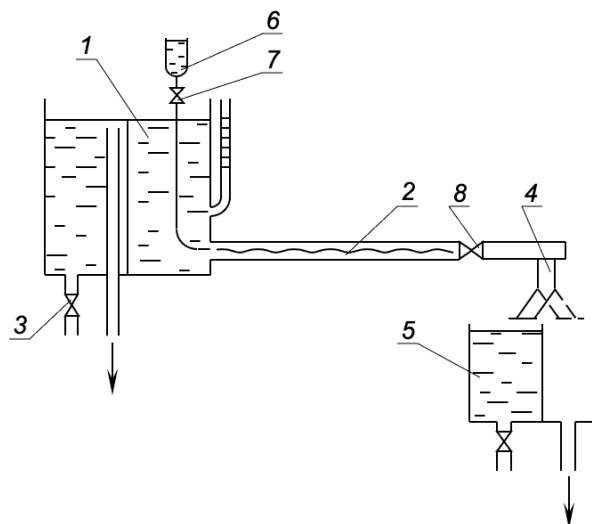


Рис. 2. Схема установки: 1 – бак; 2 – стеклянная трубка; 3 – вентиль; 4 – патрубок; 5 – мерный бак; 6 – бачок; 7, 8 – краны

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 мерного стакана.

### Порядок проведения опытов

Открывается вентиль 3, и бак 1 наполняется водой. Потом 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, время натекания этого объема  $t$  – секундомером, температура воды в баке 1 – термометром. Изменяя расход воды при помощи крана 8, проводят несколько опытов: в ламинарном режиме, 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

$$Re = \bar{w} d \rho / \mu = \bar{w} d / \nu ,$$

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

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

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

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

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

Значения динамического коэффициента вязкости и плотности воды в зависимости от температуры даны в приложении.

Результаты опытов и расчетов сводятся в таблицу:

$T = \text{ } ^\circ\text{C}, \mu = \text{Па}\cdot\text{с}, \rho = \text{кг/м}^3, \nu = \mu / \rho = \text{м}^2/\text{с}.$					
Наблюдаемый режим	$V, \text{см}^3$	$t, \text{с}$	$\dot{V}, \text{м}^3/\text{с}$	$\bar{w}, \text{м/с}$	$Re$
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 визуально и расчетным путем?
4. В чем физический смысл коэффициентов динамической вязкости?



5. Напишите размерности коэффициентов динамической и кинематической вязкости. Каков порядок этих величин для воды и воздуха?
6. Какую размерность имеет критерий Рейнольдса?
7. От каких параметров потока зависит режим течения?
8. Назовите критическое значение критерия **Re** для трубы круглого сечения.
9. Зачем нужно знать режим течения?
10. Как изменяется режим течения в данной работе?
11. Каким образом изменяется скорость потока?
12. Как поддерживается установившийся характер потока?

## ТЕМА 2

### **ИЗУЧЕНИЕ СТРУКТУРЫ ПОТОКОВ В АППАРАТАХ И ЕЕ ВЛИЯНИЯ НА ПРОЦЕСС ТЕПЛОПЕРЕДАЧИ**

Тема 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 компьютере процесс теплопередачи в теплообменнике типа «труба в трубе» для различных моделей структуры потоков.

Два часа отводится для самостоятельного знакомства с первыми двумя разделами и поиска ответов на контрольные вопросы. В течение двух аудиторных часов проводится собеседование 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 компьютере.

Два аудиторных часа отводятся для работы на компьютере, 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*, т. е. совокупностью векторов 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  $t + dt$ :

$$f(t) = \frac{dN(t)}{N \cdot dt}, \text{ с}^{-1}, \quad (1)$$

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

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

так как вероятность того, что время пребывания элемента потока в аппарате лежит в диапазоне от 0 до  $\infty$ , безусловно, равна единице (100 %).

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

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

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

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

где  $V$  – объем аппарата;  $\dot{V}$  – объемный расход.

На рис. 1 представлен типичный вид функции распределения  $f(t)$ .

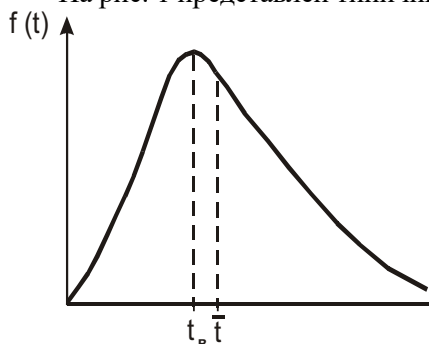


Рис. 1. Функция распределения  $f(t)$

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

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

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

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

### 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

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

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

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

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

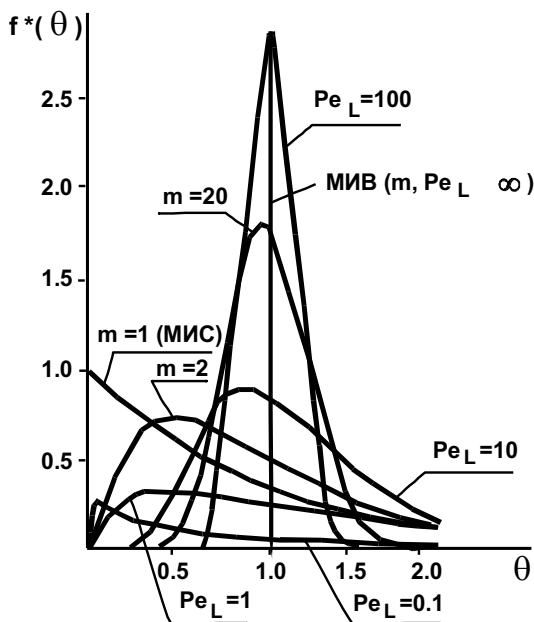


Рис. 2. Вид функции распределения  $f^*(\theta)$  в зависимости от значения параметров  $m$  и  $Pe_L$

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

### *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

$$\frac{\partial C}{\partial t} = \frac{\dot{V}}{V} (C_{\text{вх}} - C) = \frac{(C_{\text{вх}} - C)}{\bar{t}}, \quad (9)$$

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

$$f^*(\theta) = \exp(-\theta). \quad (10)$$

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 меченых элементов потока со временем в каждой  $i$ -й ячейке описывается уравнением

$$\frac{\partial C_i}{\partial t} = \frac{m}{\bar{t}} (C_{i-1} - C_i). \quad (11)$$

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

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

Наиболее приемлемое описание ячейечная 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  $\mathbf{w}$  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  $t$ :

$$\frac{\partial C}{\partial t} = -\bar{\mathbf{w}} \cdot \frac{\partial C}{\partial x} + \mathbf{D}_L \frac{\partial^2 C}{\partial x^2} \quad (13)$$

Приближенное решение этого уравнения для аппарата значительной длины и малого сечения дает выражение для функции распределения [1]:

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

где  $\mathbf{Pe}_L = \bar{\mathbf{w}} \cdot L / \mathbf{D}_L$  – 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  $\mathbf{D}$  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).

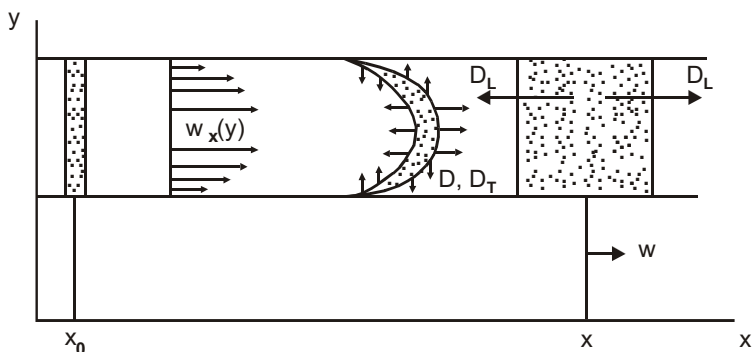


Рис. 3. Пояснение диффузионной модели структуры потока в трубе

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]:

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

Определив из (3) среднее время пребывания  $\bar{t}$ , по (5) и (6) можно перейти к безразмерной функции распределения  $f^*(\theta)$ . Сопоставив вид полученной кривой с известными зависимостями  $f^*(\theta)$ ,



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  $\sigma_0^2$ . *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

$$\sigma_0^2 = \int_0^{\infty} (\theta - \bar{\theta})^2 \cdot f^*(\theta) \cdot d\theta = \int_0^{\infty} (\theta - 1)^2 \cdot f^*(\theta) \cdot d\theta. \quad (16)$$

Подставляя в (16) экспериментальную зависимость  $f^*(\theta)$ , находят значение  $\sigma_0^2$ . Используя в (16) выражение  $f^*(\theta)$ , для различных моделей получают соответствующие соотношения:

– для ячеечной модели ( $f^*(\theta)$  из (12)):

$$\sigma_0^2 = 1/m; \quad (17)$$

– для диффузионной модели [2]:

$$\sigma_0^2 = \frac{2}{Pe_L^2} (Pe_L - 1 + \exp(-Pe_L)). \quad (18)$$

Используя экспериментальные значения  $\sigma_0^2$  в соотношениях (17) или (18), определяют параметры соответствующих моделей  $m$  или  $Pe_L$ . Учитывая, что любая модель дает упрощенное описание реального объекта, проверяют адекватность модели, насколько хорошо она воспроизводит экспериментальные результаты, т. е. сравнивают экспериментальную и модельную функции распределения  $f^*(\theta)$ . 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 массо-обменных 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 в аппарате с мешалкой

### Цель работы:

- 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.

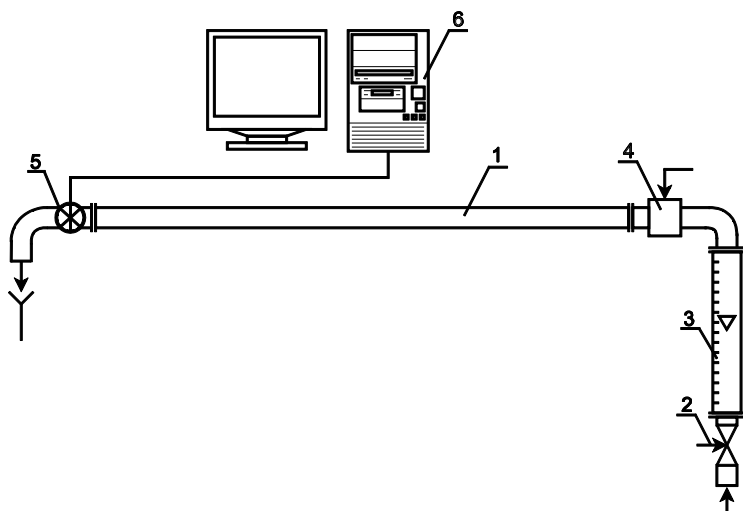


Рис. 4. Схема установки для изучения структуры потока в трубе:  
1 – цилиндрическая труба; 2 – вентиль; 3 – ротаметр; 4 – устройство для ввода индикатора; 5 – датчик электропроводности; 6 – компьютер

### Описание экспериментальных установок

*Установка для определения структуры потока в трубе.* Установка (рис. 4) состоит из цилиндрической трубы 1 длиной 2,5 м

с внутренним диаметром 20 мм; вентиля 2 для регулировки расхода воды; ротаметра 3 для измерения расхода воды; устройства для ввода индикатора 4; датчика 5 и компьютера 6 для автоматической записи изменения концентрации индикатора на выходе из трубы.

Установка для определения структуры потока в аппарате с мешалкой (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 компьютера 7 для автоматической записи изменения концентрации индикатора на выходе из аппарата. Объем аппарата с мешалкой, заполняемый жидкостью:  $V = 2,8 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3$ .

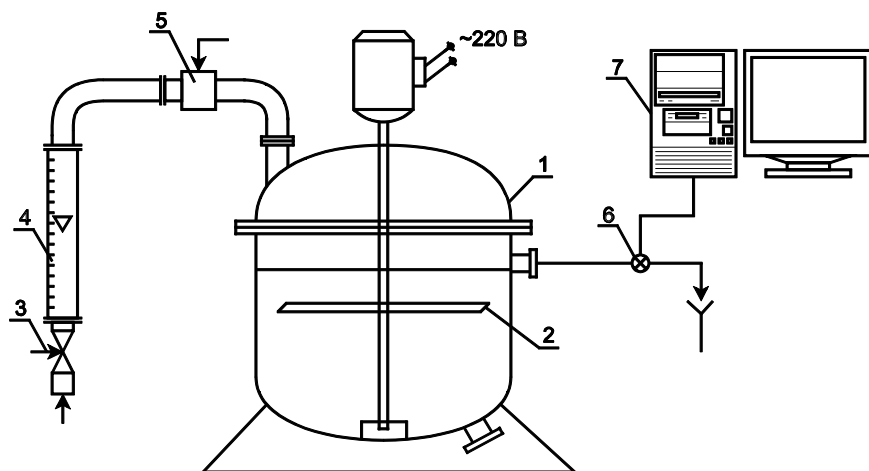


Рис. 5. Схема установки для изучения структуры потока в аппарате с мешалкой: 1 – аппарат; 2 – мешалка; 3 – вентиль; 4 – ротаметр; 5 – устройство для ввода индикатора; 6 – датчик электропроводности; 7 – компьютер

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.

## Методика проведения эксперимента

Вначале получают кривую отклика для цилиндрической трубы. Для этого переключают тумблер на панели установки в положение «труба», устанавливают расход жидкости (10–30 делений ротаметра) и определяют его с помощью тарифовочного графика, включают компьютер, запускают файл *Структура потока.exe*, выбирают время проведения эксперимента (5 мин). В устройство 5 быстро вводят 5 см<sup>3</sup> индикатора, одновременно нажимая кнопку «начать измерения». Изменение концентрации индикатора во времени выводится на экран монитора. По истечении выбранного времени эксперимента отправляют результаты на «печать». Затем увеличивают расход воды до 80–100 делений ротаметра и проводят еще один эксперимент, выбрав время его поведения – 2 мин.

Аналогичным образом получают одну кривую отклика для аппарата с мешалкой. Для этого переключают тумблер на панели установки в положение «мешалка», устанавливают расход жидкости 80–100 делений ротаметра, выбирают время эксперимента (30 мин).

Записывают значения расходов жидкости  $\dot{V}$ , м<sup>3</sup>/с, при которых проводились эксперименты, на распечатанные кривые отклика.

### 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  $\Delta t$  должен обеспечить достаточно точное воспроизведение дискретными значениями концентрации  $C_i = C(t_i)$  непрерывной кривой отклика  $C(t)$ . Для этого число точек  $n$  должно быть не менее 20–30 (рис. 6).

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

Для определения функции распределения интеграл в равенстве (15) заменяется суммой

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

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

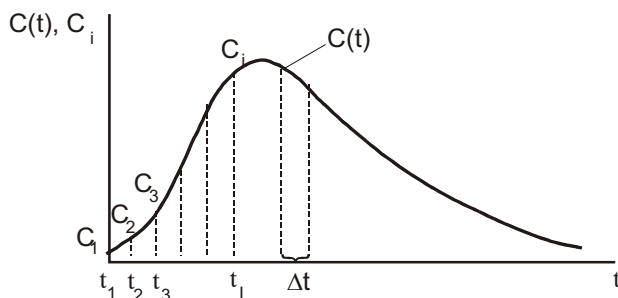


Рис. 6. Преобразование непрерывной кривой отклика  $C(t)$  в дискретную

$\dot{V} =$

$m^3/c$

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 $f_i$ , с <sup>-1</sup>	$f_1$	$f_2$		$f_i$		$f_{n-1}$	$f_n$

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

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

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

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

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

Таблица 2

$\theta_i$	0	$\theta_2$	...	$\theta_i$	...	$\theta_{n-1}$	$\theta_n$
$f^*_i$	$f^*_1$	$f^*_2$	...	$f^*_i$	...	$f^*_{n-1}$	$f^*_n$

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

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

$$\sigma_0^2 = \Delta\theta \cdot \left( \sum_{i=1}^n (\theta_i - 1)^2 f^*_i \right), \quad \Delta\theta = \frac{\Delta t}{\bar{t}} \quad (24)$$

$$m = 1/\sigma_0^2. \quad (25)$$

Полученное значение числа ячеек округляют до целого числа.

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

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

$$Pe_L = 4\pi (f^*(1))^2. \quad (27)$$

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

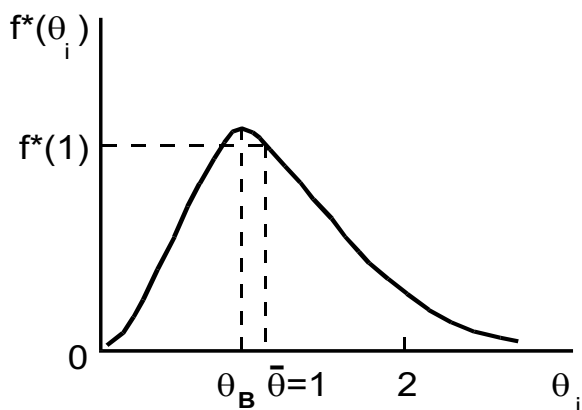


Рис. 7. График безразмерной экспериментальной функции распределения  $f^*(\theta_i)$

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

### **Обработка экспериментальных данных на компьютере и проверка адекватности модели**

С помощью компьютера решают две задачи:

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

Последовательно обрабатываются кривые отклика для каждого эксперимента. В компьютерном классе кафедры ПАХТ (Е-106) открывают на рабочем столе папку «Учебная», а в ней «Лабораторные работы» и «Изучение структуры потоков в аппаратах», запускают файл *Структура потока.exe*.



### *Величины, вводимые в компьютер*

В режиме диалога вводятся следующие величины:  $n$  – число дискретных значений концентраций, снятых с кривой отклика;  $t_i$  – время от начала эксперимента;  $C_i (i = \overline{1, n})$  – концентрации индикатора на выходе из аппарата, см. табл. 1. Для определения коэффициента обратного перемешивания в трубе  $D_L$  дополнительно вводятся:  $\bar{w}$  – скорость потока в трубе, м/с, из (30);  $L$  – длина трубы, м. Нажимают кнопку «Закончить ввод».

### *Алгоритм расчета*

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

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

$$E_i1 = (f^*_i - f_i); \quad (28)$$

$$E1 = \sum_{i=1}^n |E_i1| / n. \quad (29)$$

Затем рассчитываются дисперсия  $\sigma_0^2$  по (24) и число ячеек  $m2$  – по (25). Значение критерия  $Pe_L2$  находится численным решением нелинейного уравнения (18). Подстановкой найденных значений параметров ( $m2, Pe_L2$ ) в (12) и (14) определяются сначала  $f^*_i2$ , а затем расхождения  $E_i2, E2$  по аналогии с (28), (29).

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

### Выводимые величины

На экран монитора и печатающее устройство выводятся графики  $f^*(\theta)$  – как экспериментальные, так и модельные, построенные с использованием значений параметров моделей, найденных различными способами, а также  $\bar{t}$ ;  $\sigma_0^2$ ;  $\bar{w}$ ;  $L$ ,

а) для диффузионной модели:

**$Pe_L1$ ;  $E1$ ;  $D_L1$ ;  $Pe_L2$ ;  $E2$ ;  $D_L2$ ;  $Pe_L3$ ;  $E3$ ;  $D_L3$**

б) для ячеечной модели:

**$m2$ ;  $E2$ ;  $m3$ ;  $E3$ .**

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 <sup>3</sup> /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	$\frac{D_L}{\text{с}}$
1									
2									
3							—	—	—

### Анализ результатов

1. Сопоставляя рассчитанные на компьютере величины  $\bar{f}_i$ ,  $\bar{t}$ ,  $\theta_i$ ,  $f^*_i$ ,  $\sigma_0^2$ ,  $m2$  с аналогичными, найденными в ходе первичной обработки эксперимента, убеждаются в отсутствии ошибок. Если таковые имеются, то проводятся необходимые исправления.

2. Сравниваются значения  $Pe_L2$  и  $Pe_L1$ ; 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  $m2$ ,

**PeL2** и **E2**, найденными из дисперсии  $\sigma_0^2$ . Анализируются достоинства и недостатки обоих методов.

4. Сопоставляются экспериментальные и модельные безразмерные функции распределения  $f^*(\theta)$ , 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 **D<sub>L</sub>** и критерия **Re** при двух расходах жидкости:

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

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

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

Анализируются зависимости коэффициента **D<sub>L</sub>** и критерия **Pe<sub>L</sub>** 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 компьютере?
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.

#### Постановка задачи

Рассмотрим теплообменник типа «труба в трубе» (рис. 8), по внутренней трубе которого движется вода, нагреваясь от температуры  $T_n$  до  $T_k$ , а между трубами – насыщенный пар с температурой  $T_n$ . 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

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

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

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

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

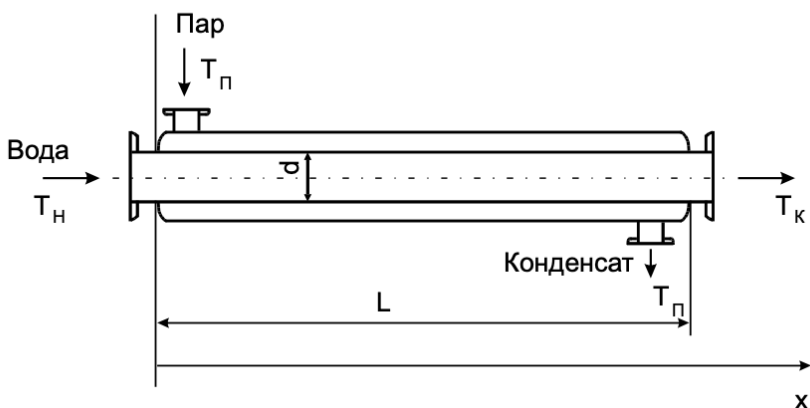


Рис. 8. Схема моделируемого теплообменника типа «труба в трубе»

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

$$\vec{q} = -(\lambda + \lambda_T) \vec{\nabla} T + \vec{w} \text{cp} T; \quad (35)$$

$$\vec{\nabla} \cdot (\text{cp} T \vec{w}) = \vec{\nabla} \cdot ((\lambda + \lambda_T) \vec{\nabla} T) + r. \quad (36)$$

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

### 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:

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

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

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

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

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

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

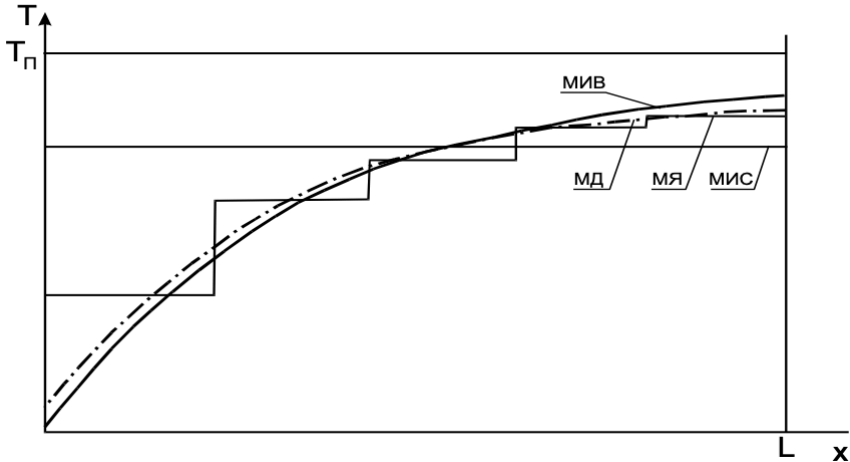


Рис. 9. Профили температуры воды  $T(x)$  для различных моделей структуры потока во внутренней трубе

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

$$\Delta T = \Delta T_n \exp\left(-\frac{4Kx}{\bar{w}c_{pd}}\right); \Delta T_n = T_n - T_n; \quad (43)$$

$$\Delta T_{cp} = \frac{1}{L} \int_0^L \Delta T dx = \frac{\Delta T_n - \Delta T_k}{\ln \frac{\Delta T_n}{\Delta T_k}}; \Delta T_k = T_n - T_k. \quad (44)$$

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

$$T_k = \frac{FKT_n + \dot{V} c_p T_n}{\dot{V} c_p + KF}. \quad (46)$$

Локальная и средняя разности температур будут тождественны:

$$\Delta T = \Delta T_{cp} = T_n - T_k. \quad (47)$$

### *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):

$$\dot{V} \rho c (T_{ki} - T_{ni}) = KF (T_n - T_{ki}) / m, \quad i = \overline{1, m}; \quad (48)$$

$$T_{ki} = \frac{FKT_n + \dot{V} c_p T_{ni} m}{\dot{V} c_p m + KF}. \quad (49)$$

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

$$\Delta T_i = T_n - T_{ki}; \quad (50)$$

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

### *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  $D_L$ :

$$\bar{w} \frac{dT}{dx} = \frac{4K(T_n - T)}{cpd} + D_L \frac{d^2T}{dx^2}. \quad (52)$$

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

Общее решение имеет вид

$$T = T_n + C_1 \exp(S_1 x) + C_2 \exp(S_2 x); \quad (53)$$

$$S_{1,2} = \left( \bar{w} \pm \left( \bar{w}^2 + 16D_L K / (cpd) \right)^{1/2} \right) / (2D_L). \quad (54)$$

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

$$x = 0, \quad \bar{w}pcT_n = \bar{w}pcT - D_LpcdT/dx, \quad (55)$$

а для выхода из аппарата - положить температуру равной конечной:

$$x = L, \quad T = T_k, \quad (56)$$

Величину  $T_k$  можно выразить с использованием уравнения теплового баланса

$$\dot{V}pc(T_k - T_n) = KF\Delta T_{cp}, \quad (57)$$



$$\Delta T_{cp} = \frac{1}{L} \int_0^L (T_n - T) dx = \int_0^L (T_n - (C_1 \exp(S_1 x) + C_2 \exp(S_2 x) + T_n)) dx =$$

$$- (C_1 (\exp(S_1 L) - 1)/S_1 + C_2 (\exp(S_2 L) - 1)/S_2) / L. \quad (58)$$

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

$$C_1 = ((T_n - T_n) + C_2 P) / H, \quad (59)$$

$$C_2 = \frac{(T_n - T_n)(\bar{w} - \bar{w}/H + D_L S_1/H)}{P(\bar{w} - S_1 D_L)/H + \bar{w} - S_2 D_L}, \quad (60)$$

$$A = L \dot{V}_{cp} / (KF), \quad (61)$$

$$P = 1/(AS_2) - \exp(S_2 L)(1 + 1/(AS_2)), \quad (62)$$

$$H = \exp(S_1 L)(1 + 1/(AS_1)) - 1/(AS_1). \quad (63)$$

### 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,  $\dot{V}$ , а также  $w$ ,  $Re$ ,  $D_L$  и  $m$  уже известны. Начальную температуру воды  $T_n$  можно принять равной  $10^\circ\text{C}$ , температура пара  $T_n$  задается преподавателем. Ориентировочное значение коэффициента теплопередачи рассчитывается по соотношению (33). Средние значения теплоемкости  $c$  и плотности  $\rho$  можно принять:  $c = 4,18 \cdot 10^3 \text{ Дж}/(\text{кг} \cdot \text{K})$ ;  $\rho = 996 \text{ кг}/\text{м}^3$ .

Расчет производится для двух значений расходов воды, результаты заносятся в табл. 4.

Таблица 4

$$T_{\text{н}} = \quad ^\circ\text{C}, \quad T_{\text{п}} = \quad ^\circ\text{C},$$

Модель	Эксперимент 1 $\dot{V} =$ м <sup>3</sup> /с			Эксперимент 2 $\dot{V} =$ м <sup>3</sup> /с		
	$T_{\text{к}}, ^\circ\text{C}$	$\Delta T_{\text{ср}},$ °C	$\dot{Q}, \text{Вт}$	$T_{\text{к}}, ^\circ\text{C}$	$\Delta T_{\text{ср}},$ °C	$\dot{Q}, \text{Вт}$
МИВ МИС МЯ МД						

#### 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:

$$\dot{Q} = \dot{V}_{\text{ср}}(T_{\text{к}} - T_{\text{н}}) \quad \text{или} \quad \dot{Q} = KF\Delta T_{\text{ср}}. \quad (64)$$

#### 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.

## Моделирование процесса теплопередачи на компьютере

С помощью компьютера решаются следующие задачи: а) для всех рассмотренных моделей структуры потоков определяются профили температур теплоносителей в теплообменнике типа «труба в трубе»; б) находятся средние разности температур и тепловые нагрузки аппарата.

Моделирование проводится последовательно для каждого из режимов движения теплоносителя, с этой целью запускается файл «моделирование теплообмена».

### *Величины, вводимые в компьютер*

В режиме диалога вводятся следующие величины:

$\dot{V}$  – расход воды во внутренней трубе, м<sup>3</sup>/с;

$T_n$  – температура пара, °С;

$T_n$  – начальная температура воды, °С;

$m$  – число ячеек идеального смешения;

$D_L$  – коэффициент обратного перемешивания, м<sup>2</sup>/с;  
нажимается кнопка «Расчет».

### *Выводимые результаты*

На экран монитора и принтер для различных моделей структуры потока выводятся:  $T(x)$ , °С – профиль температуры воды по длине трубы (график);  $T_k$ , °С – конечная температура воды;  $DT_{ср}$ , °С – средняя движущая сила процесса теплопередачи;  $\dot{Q}$ , 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.

### **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?

## ТЕМА 3

### ИЗМЕРЕНИЕ ДАВЛЕНИЯ И ВАКУУМА В ПОКОЯЩЕЙСЯ ЖИДКОСТИ

Важнейшей характеристикой покоящейся жидкости является гидростатическое давление, которое определяется выражением

$$p = \lim_{\Delta S \rightarrow 0} \frac{\Delta P}{\Delta S}, \quad (1)$$

где  $p$  – гидростатическое давление в точке;  $\Delta P$  [Н] – сила давления, действующая по нормали к элементарной площадке  $\Delta S$  [м<sup>2</sup>].

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

$$p = p_0 + \rho g H, \quad (2)$$

где  $p_0$  – давление на свободную поверхность жидкости, Па;  $\rho$  – плотность жидкости, кг/м<sup>3</sup>;  $g$  – ускорение свободного падения, м/с<sup>2</sup>;  $H$  – 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:

$$p_{\text{изб}} = p_{\text{абс}} - p_{\text{атм}}, \quad (3)$$

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  $p_{\text{вак}}$  и абсолютным давлением выражается формулой

$$p_{\text{вак}} = p_{\text{атм}} - p_{\text{абс}}. \quad (4)$$

Единицами измерения давления в международной, технической и физической системах единиц являются паскаль (Н/м<sup>2</sup>), кгс/м<sup>2</sup> и дн/см<sup>2</sup>. 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

рис. 1). Трубка заполнена жидкостью, давление в которой измеряется, и снабжена шкалой. Зная показание пьезометра, легко определить избыточное давление в точке его присоединения:

$$p_{\text{избП}} = \rho g h_{\text{П}}, \quad (5)$$

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

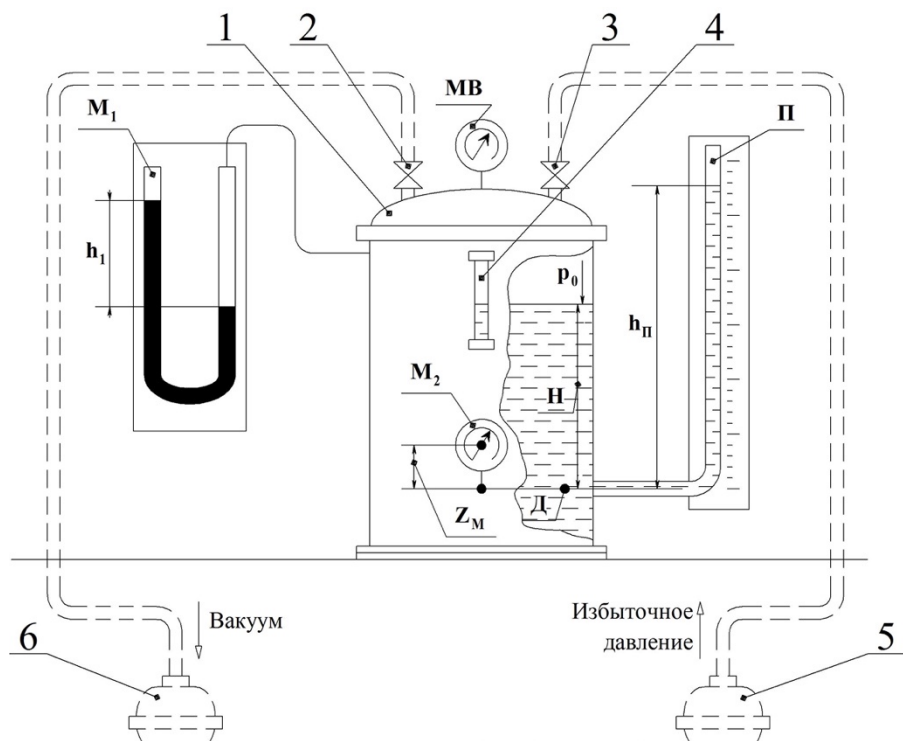


Рис. 1. Схема установки: 1 – резервуар; 2, 3 – вентили; 4 – уровнемер; 5, 6 – пылесосы, создающие над свободной поверхностью жидкости избыточное давление и вакуум;  $M_1$  – жидкостный манометр; MB – мановакуумметр;  $M_2$  – пружинный манометр; П – пьезометр

Пьезометры применяются для измерения небольших давлений (до 3–4 м вод. ст.) и обеспечивают достаточно высокую точность

измерения, поэтому они чаще всего используются в лабораторных гидравлических исследованиях.

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

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 уравнивающего 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 (водой и др.) и снабженную шкалой (см. манометр  $M_1$  на рис. 1). Под действием давления рабочая жидкость в одном колене опускается, в другом поднимается до уравнивания измеряемого давления. Давление в точке присоединения жидкостного манометра  $M_1$  определяется по формуле

$$p_{избM1} = \rho_* g h_1, \quad (6)$$

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

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.

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  $5000 \text{ кгс/см}^2$  и вакуума до 760 мм рт. ст. или  $1 \text{ кгс/см}^2$ .

В показания пружинных приборов также должны быть внесены поправки на их расположение, если соединительные трубки заполнены капельной жидкостью (манометр  $M_2$  на рис. 1). Давление в точке присоединения манометра  $M_2$  вычисляется по формуле

$$p_{избM_2} = p_{M_2} + \rho g Z_M, \quad (7)$$

где  $p_{M_2}$  – показание манометра  $M_2$ ;  $Z_M$  – поправка на положение манометра  $M_2$ .

### **Цель работы:**

- 1) ознакомление с методикой измерения давлений и вакуума приборами;
- 2) измерение 2-3 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 (см. рис. 1) состоит из резервуара 1, в котором измеряется давление; жидкостного манометра  $M_1$ , заполненным рабочей жидкостью – водой ( $\rho^* = 1000 \text{ кг/м}^3$ ); мановакуумметра МВ, пьезометра П, пружинного манометра  $M_2$  и барометра В. Резервуар частично заполнен глицерином ( $\rho = 1260 \text{ кг/м}^3$ ) и снабжен равномерным стеклом 4. Давление и вакуум над свободной поверхностью жидкости создаются с помощью пылесосов 5 и 6, 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 5, 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  $MВ$ , избыточное давление в точке Д (показания приборов  $M_2$ , и П).

Опыт повторяют, изменяя с помощью вентилей 3 давление в резервуаре. Выключают пылесос 5 и закрывают вентиль 3. Включают пылесос 6, создающий разрежение в резервуаре. Плавно открывают вентиль 2, создавая таким образом какое-то постоянное значение вакуума над свободной поверхностью жидкости, и производят измерения давления над свободной поверхностью и в точке Д.

При постановке опытов необходимо следить, чтобы высота столба жидкости в пьезометре была не менее 100 мм. После проведения измерений пылесос выключают.

### Обработка результатов опытов

Показания жидкостного манометра  $M_1$  и пьезометра представляют собой высоту столба жидкости в приборе, уравнивающего данное избыточное давление. Поэтому для определения соответствующих избыточных давлений необходимо использовать зависимости (5), (6). При расчете избыточного давления в точке присоединения пружинного манометра  $M_2$  определяется по зависимости (7), где поправка  $Z_M$  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 таблицы).

Расчетные значения избыточного давления в точке Д могут быть получены по основному уравнению гидростатики (2)  $p'_{изб}$  и  $p''_{изб}$ , где в качестве  $p_0$  берутся избыточные давления на свободной поверхности, определенные ранее с помощью манометра  $M_1$  ( $p_{изб\ M1}$ ) и мановакуумметра  $MВ$  ( $p_{изб\ MВ}$ ) соответственно.

Измеренные и рассчитанные величины	Обозначения величин	Обозначения приборов	Единица измерения	Номера опытов		
				1	2	3
1	2	3	4	5	6	7
Результаты измерений						
1. Глубина погружения точки Д	Н	П	мм			
2. Показания барометра	h <sub>В</sub>	В	мм рт. ст.			
3. Показания приборов, измеряющих давление над свободной поверхностью	h <sub>1</sub>  p <sub>мв</sub>	M <sub>1</sub>  МВ	мм вод. ст. кгс/см <sup>2</sup>			
4. Показания приборов, измеряющих давление в точке Д	h <sub>П</sub> p <sub>м2</sub>	П M <sub>2</sub>	мм гл. ст. кгс/см <sup>2</sup>			
5. Поправка на положение прибора	Z <sub>М</sub>	M <sub>2</sub>	мм			
Вычисленные величины						
6. Избыточное давление на свободной поверхности жидкости. (по экспериментальным данным)	p <sub>избМ1</sub> p <sub>избМВ</sub>	M <sub>1</sub> МВ	Па Па			
7. Избыточное давление в точке Д (по экспериментальным данным)	p <sub>избП</sub> p <sub>избМ2</sub>	П M <sub>2</sub>	Па Па			
8. Расчетное избыточное давление в точке Д	p' <sub>изб</sub> p'' <sub>изб</sub>		Па Па			
9. Расчетное абсолютное давление в точке Д	p' <sub>абс</sub> p'' <sub>абс</sub>		Па Па			

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

$$p_{абс} = p_{атм} + p_{изб},$$

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

Атмосферное давление  $p_{\text{атм}}$  можно определить по формуле

$$p_{\text{атм}} = \rho_{\text{В}} g h_{\text{В}}$$

где  $\rho_{\text{В}}$  – плотность ртути,  $\text{кг/м}^3$  ( $13600 \text{ кг/м}^3$ );  $h_{\text{В}}$  – показания барометра, мм рт. ст.

### Контрольные вопросы

1. Что называется давлением?
2. Как записывается основное уравнение гидростатики?
3. Как определяется величина абсолютного и 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?

## ТЕМА 4

### ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНАЯ ДЕМОНСТРАЦИЯ УРАВНЕНИЯ БЕРНУЛЛИ

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:

$$\frac{w^2}{2g} + \frac{p}{\rho g} + z = \text{const}, \quad (1)$$

где  $w$  – скорость в рассматриваемом сечении элементарной струйки, м/с;  $p$  – давление в том же сечении, Па;  $z$  – геометрическая высота расположения центра этого сечения относительно произвольно выбранной горизонтальной плоскости сравнения О–О, м;  $\rho$  – плотность жидкости, кг/м<sup>3</sup>;  $g$  – ускорение силы тяжести, м/с<sup>2</sup>.

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

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

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)  $w^2/2g = h_{\text{ск}}$  – *скоростной напор*;  $p/\rho g = h_{\text{пз}}$  – *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 слоями жидкости, 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 энергия 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. Это явление называют *гидравлическим сопротивлением*. Поэтому в уравнение (2) необходимо ввести потерю удельной механической энергии на преодоление гидравлических сопротивлений – *потерянный напор*  $\Delta h_{i-j}$  на участке между сечениями  $i$  и  $j$ . Таким образом, потерянный напор  $\Delta h_{i-j}$  – 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 записывается в виде

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

где  $\bar{w}_i$  и  $\bar{w}_j$  – средние скорости потока в соответствующих сечениях.

Неравномерность распределения скорости по сечению потока приводит к тому, что среднее значение скоростного напора больше, чем  $\frac{\bar{w}^2}{2g}$ . Поэтому вводят поправочный коэффициент  $\alpha > 1$ , называемый

коэффициентом Кориолиса. Для ламинарного потока  $\alpha = 2$ . Для турбулентного потока, который преимущественно встречается в технике, значение коэффициента  $\alpha$  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.

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 высота, 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  $h_{пт}$ , равную сумме пьезометрического и скоростного напоров по уравнению

$$h_{пт} = h_{пз} + h_{ск}.$$

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 (локальную) скорость в точке потока, совпадающей с центром сечения входа в трубку Пито:

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

### **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, мерный бак, 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 переходы. Диаметры участков  $d_1 = 27$  мм,  $d_2 = 21$  мм,  $d_3 = 14$  мм,  $d_4 = 24$  мм. В середине длины каждого прямого участка трубопровода установлены пьезометрическая трубка 9 и трубка Пито 10, центр изогнутого конца которой находится на оси трубы. Для отсчета уровня воды в трубках имеются шкалы с началом отсчета от центров сечений.

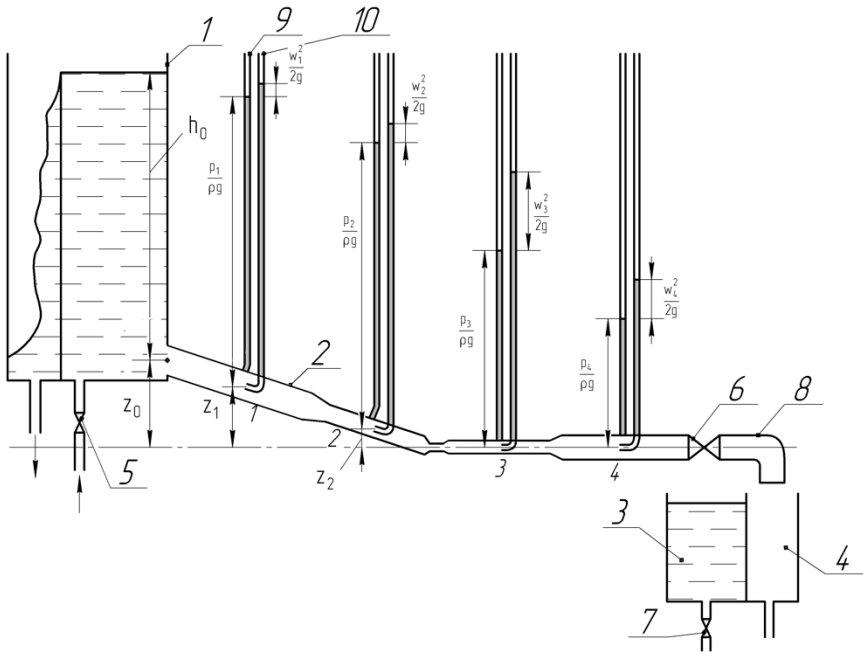


Рис. 1. Схема установки: 1 – напорный бак; 2 – трубопровод переменного сечения; 3 – мерный бак; 4 – сливной отсек мерного бака; 5–7 – вентили, 8 – патрубок; 9 – пьезометрическая трубка; 10 – трубка Пито

Вода из трубопровода переменного сечения поступает в мерный бак 3 емкостью 28 л ( $28 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3$ ). 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 7 производится слив воды из мерного бака. Благодаря сливной перегородке уровень воды в напорном баке поддерживается постоянным.

Геометрические параметры (величины) для построения диаграммы Бернулли и расчетов: длины прямых участков труб:  $\ell_{\text{тр}1}=30 \text{ см}$ ;  $\ell_{\text{тр}2}=18 \text{ см}$ ;  $\ell_{\text{тр}3}=16 \text{ см}$ ;  $\ell_{\text{тр}4}=26 \text{ см}$ .

Длины переходов между трубами:

$$\ell_{\text{п.1-2}}=3 \text{ см}; \ell_{\text{п.2-3}}=5 \text{ см}; \ell_{\text{п.3-4}}=2 \text{ см}.$$

Расстояния между серединами соседних прямых участков труб, где установлены трубки Пито и пьезометры

$$\ell_{1-2}=27 \text{ см}; \ell_{2-3}=22 \text{ см}; \ell_{3-4}=23 \text{ см}.$$

Величина полного напора для сечения входа в первую трубу определяется лишь конструкцией напорного бака и расположения горизонтальной плоскости сравнения и равна  $h_0 + z_0 = 67 \text{ см}$ .

### **Порядок проведения опытов**

Опыт начинается с открытия вентиля 5 и наполнения водой напорного бака до уровня сливной перегородки. 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 перегородку напорного бака.

После достижения установившегося движения жидкости в трубах отсчитываются уровни воды в трубках Пито и пьезометрических трубках во всех четырех сечениях. Измеряются 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 7 и направить поворотную трубу в мерный бак 3. Одновременно с этим включается секундомер, который



останавливается в момент полного заполнения мерного бака (до уровня переливной перегородки).

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

### Обработка результатов опытов

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:

$$w_{\text{imax}} = \sqrt{2gh_{\text{cki}}}.$$

Полный и статический напоры в каждом сечении:

$$h_{\text{полнi}} = (h_{\text{пти}} + z_i), h_{\text{стi}} = (h_{\text{пзи}} + z_i).$$

Величина средней скорости в сечениях определяется из уравнения расхода:

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

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

Величина потерь напора на участках между сечениями трубы  $I$  и  $i$  определяется исходя из уравнения (3) по разности полных напоров в этих сечениях (для первого сечения эта величина равна 0). Если вместо средних скоростей в уравнении (3) использовать максимальные скорости на оси потока, то коэффициенты  $\alpha$  примут значения, обратные коэффициентам Кориолиса, и для турбулентного режима движения ими также можно пренебречь, тогда

$$\Delta h_{1-i} = h_{\text{полн1}} - h_{\text{полнi}}, \Delta h_{1-i} = (h_{\text{пти1}} + z_1) - (h_{\text{птиi}} + z_i). \quad (5)$$

### Порядок построения диаграммы Бернулли

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 длины труб, переходов и

длины  $\ell_{1-2}$ ,  $\ell_{2-3}$ , и  $\ell_{3-4}$ , 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  $(h_0 + z_0)$  от плоскости сравнения. За счет потерь на трение линии полного и статического напоров вязкой жидкости на каждом прямом участке трубы должны иметь некоторый уклон в сторону течения жидкости.

Для первого участка уклон полного напора определяется по разнице полных напоров сечений 0-0 и 1-1:

$$\Delta h_{0-1} = (h_0 + z_0) - (h_{1-1} + z_1).$$

На остальных участках уклон полных напоров определяется приблизительно, имея в виду диаметры труб – чем диаметр меньше, тем скорость, потери напора и уклон больше, и наоборот.

Затем точки пересечения линий полных напоров с границами переходов соединяют отрезками прямых. В переходах между отдельными участками происходит изменение сечения и скорости потока, его деформация, что приводит к вихреобразованию и к более резкому падению полного напора, чем на прямых участках трубопровода.

Линия статического напора на прямых участках труб проводится параллельно соответствующим линиям полного напора, поскольку на прямых участках скорость потока и скоростные напоры не изменяются (рис. 2). Как это следует из уравнения Бернулли, в переходах при изменении скорости меняется скоростной напор и, следовательно, статический, причем при увеличении скоростного напора статический уменьшается, и наоборот.

Поскольку переходы между трубами все разные (1–2 – сужение, 2–3 – сужение с последующим расширением, 3–4 – расширение), то и линии статического напора в каждом переходе проходят по-разному. Так, в промежутке 1–2 скоростной напор возрастает, следовательно, статический должен уменьшаться больше полного напора; в 2–3 скоростной напор сначала возрастает, а затем уменьшается, следовательно, статический проходит через минимум; в 3–4 скоростной напор уменьшается, следовательно, статический должен уменьшаться меньше полного, а может и возрастать. Так как в переходах не осуществляются измерения напоров, линия статического напора для переходов 1–2 и 3–4 проводится соединением концевых и начальных точек

соответствующего напора соседних прямых участков труб, а при проведении линии статического напора для перехода 2–3 показывается определенный минимум (рис. 2).

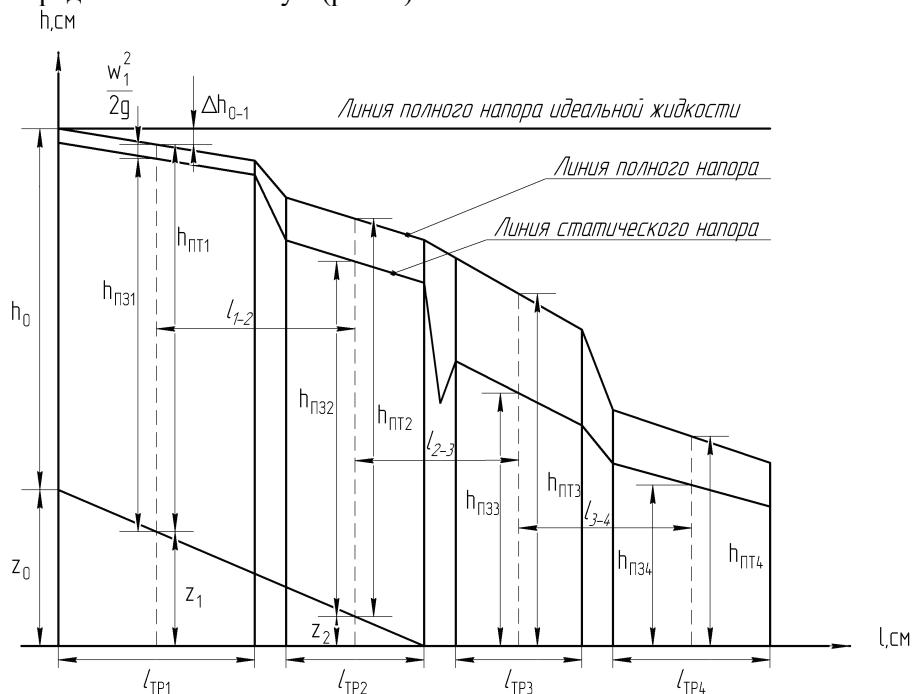


Рис. 2. Диаграмма Бернулли

Результаты измерений и расчетов заносятся в таблицу:

В нашем случае  $t =$  с,  $V = 28 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3$ ,  $\dot{V} =$   $\text{м}^3/\text{с}$

№ сечения	$Z$ , см	$h_{пз}$ , см	$h_{пт}$ , см	$h_{ск}$ , см	$h_{полн}$ , см	$\Delta h_{1-j}$ , см	$w_{imax}$ , м/с	$\bar{w}_i$ , 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.

## ТЕМА 5

### ИЗМЕРЕНИЕ РАСХОДА ВОДЫ С ПОМОЩЬЮ ДИАФРАГМЫ

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.

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

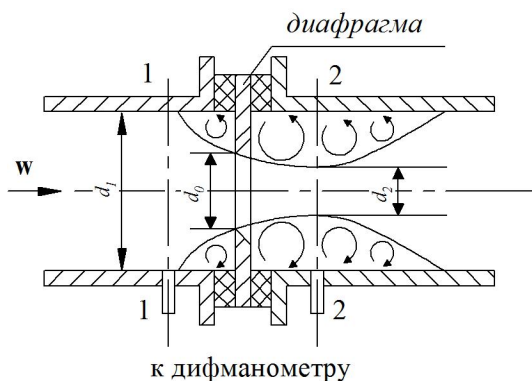


Рис. 1. Схема узла для измерения расхода с помощью диафрагмы

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:

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

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

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

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;  $\Delta h$  – потерянный напор между сечениями 1 и 2.

Решая уравнения (1) и (2) относительно скорости в сечении 2–2, обозначив разность пьезометрических напоров как

$$\frac{p_1}{\rho g} - \frac{p_2}{\rho g} = \Delta h_d$$

и используя уравнение расхода, получим

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

Входящая в формулу (3) величина  $\Delta h_d$  может быть найдена по показаниям дифманометра. Если величиной потерь напора пренебречь (т.е. принять  $\Delta h = 0$ ) 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:

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

Однако пренебрежение величиной  $\Delta h$  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  $\mu_p$ , который находится опытным путем и может приниматься в пределах  $\mu_p = 0,60 \div 0,64$ .

С учетом этого получаем выражение

$$\dot{V} = \mu_p \dot{V}_T = \mu_p S_0 \sqrt{\frac{2g\Delta h_d}{1 - \left(\frac{S_0}{S_1}\right)^2}}, \quad (5)$$

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

$$\dot{V} = C\sqrt{\Delta h_d}, \quad (6)$$

где

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

Значение постоянной исследуемой диафрагмы, имеющей размеры  $d_1 = 54$  мм,  $d_0 = 32,8$  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 тарифовочного графика по опытным данным.

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

### **Описание установки**

Установка для измерения расхода воды с помощью диафрагмы (рис. 2) состоит из центробежного насоса 14, бака 1, трубопроводов,

регулирующих задвижек 11, 13, водомера 3, диафрагмы 8 с дифманометром 5.

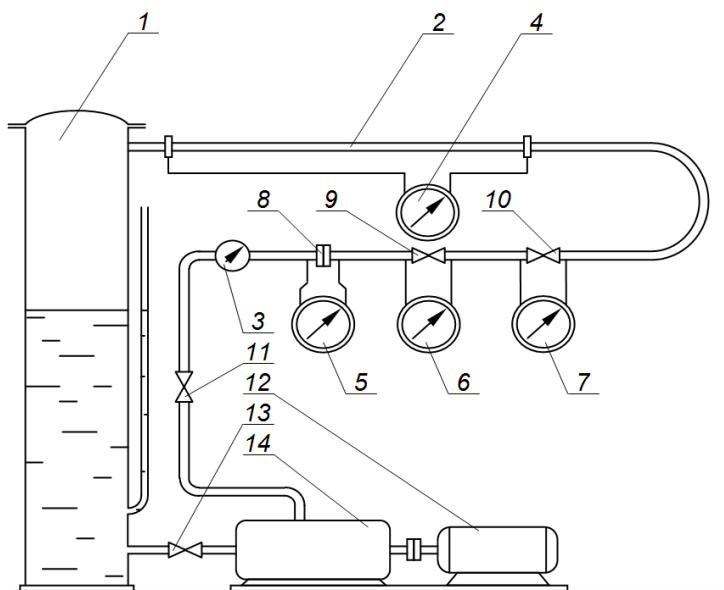


Рис. 2. Схема установки: 1 – бак; 2 – труба; 3 – водомер; 4–7 – дифференциальные манометры; 8 – диафрагма; 9 – вентиль; 10 – задвижка; 11 – задвижка; 12 – электродвигатель; 13 – задвижка; 14 – центробежный насос

### 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 300–400 л 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  $\mu_p = 0,61$ . Контрольное значение объемного расхода определяется из соотношения

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

где  $V$  – объем воды, протекающей через водомер за время  $t$ .

Перевод показания дифманометра в перепад напора производится по формуле

$$\Delta h_d = \frac{\Delta p_d}{\rho g}, \quad (8)$$

где  $\rho$  – плотность воды.

Результаты измерений и расчетов заносятся в таблицу:

№ п/п	$\Delta p_d$ , кгс/см <sup>2</sup>	$\Delta h_d \cdot 10^2$ , м	$V \cdot 10^3$ , м <sup>3</sup>	t, с	$\dot{V}_k \cdot 10^6$ , м <sup>3</sup> /с	$\dot{V} \cdot 10^6$ , м <sup>3</sup> /с

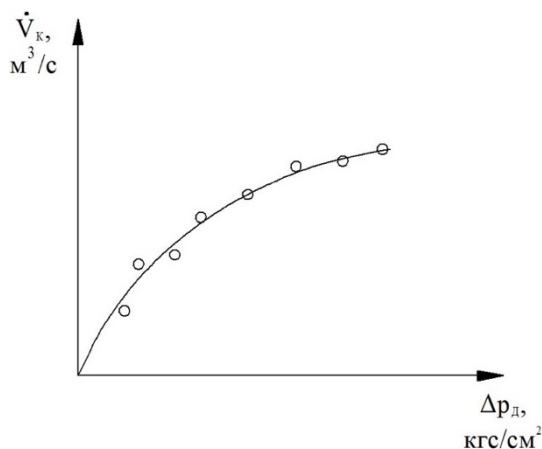


Рис. 3. Тарировочный график

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

### 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  $\mu_r$ ?
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 тарифовочного графика определить расход жидкости?
10. Можно ли использовать диафрагму для измерения расхода газа?

## ТЕМА 6

### ОПРЕДЕЛЕНИЕ ПОТЕРЬ НАПОРА В ПРЯМОЙ ТРУБЕ КРУГЛОГО СЕЧЕНИЯ

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:

$$\Delta h_\ell = \lambda_\Gamma \frac{\ell}{d} \frac{\bar{w}^2}{2g}, \quad (1)$$

где  $\Delta h_\ell$  – величина потеряннного напора на прямом участке трубопровода длиной  $\ell$ , м;  $d$  – внутренний диаметр трубы, м;  $\bar{w}$  – средняя скорость потока, м/с;  $\lambda_\Gamma$  – коэффициент гидравлического трения.

Как показывают опыты и выводы из теории подобия, коэффициент гидравлического трения зависит от численного значения критерия Рейнольдса  $Re$  и относительной шероховатости стенки трубы  $\epsilon_m$ , т. е.:

$$\lambda_\Gamma = f(Re, \epsilon_m).$$

Здесь  $\epsilon_m = \Delta/d$ , где  $\Delta$  – абсолютная шероховатость, т.е. средняя высота неровностей на стенке трубы. Значение коэффициента  $\lambda_\Gamma$  определяется обычно по эмпирическим формулам, полученным для различных областей сопротивления, или по графику Никурадзе (рис. 1).

На данном графике выделяют 4 зоны (области) сопротивления. Первая относится к ламинарному режиму течения, остальные к турбулентному. Последние три различают по отношению толщины ламинарного подслоя  $\delta$  и абсолютной шероховатости  $\Delta$  (рис. 2).

1) *Зона вязкого сопротивления*,  $Re < 2320$ . Коэффициент  $\lambda_\Gamma$  для всех труб независимо от их шероховатости определяется из точного решения задачи о ламинарном течении жидкости в прямой круглой трубе по формуле Пуазейля:

$$\lambda_\Gamma = \frac{64}{Re}. \quad (2)$$

На графике определяется прямой 1.

Между первой и второй зоной находится узкая переходная область развития турбулентности. Эта область перехода от ламинарного

режима к турбулентному характеризуется неустойчивым характером течения и противоречивыми экспериментальными данными. Здесь наиболее вероятен турбулентный режим и правильное всего пользоваться формулами для области 2. Очень часто это область вырождается. Визуально на графике Никурадзе – это точки перехода от кривой 1 к кривой 2.

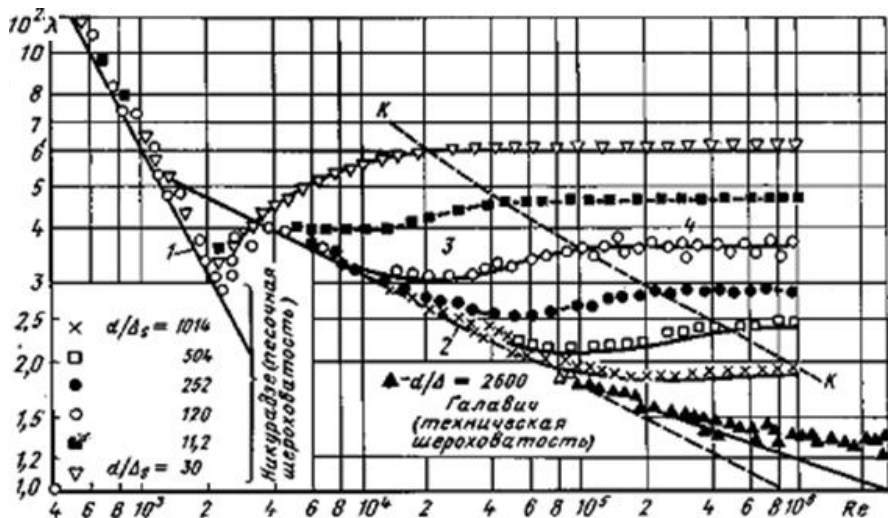


Рис. 1. Экспериментальный график для определения коэффициент гидравлического трения (график Никурадзе)

## II) Область гидравлически гладких труб при $3000 < Re < 15(d / \Delta)$ .

Толщина ламинарного подслоя у стенки  $\delta$  больше абсолютной шероховатости стенок  $\Delta$ . Влияние выступов шероховатости, омываемых безотрывным потоком, практически не сказывается (на рис. 1 определяется прямой 2). Коэффициент сопротивления вычисляется на основании обобщения опытных данных по эмпирическим соотношениям, например, по формуле Блаузиуса:

$$\lambda_{\Gamma} = \frac{0,3164}{Re^{0,25}}. \quad (3)$$

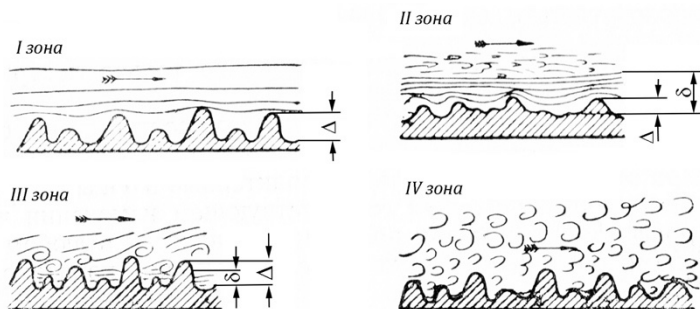


Рис. 2. Характеристика зон сопротивления (пояснения в тексте)

III) Область доквадратичного сопротивления, или частично шероховатых труб. В диапазоне чисел Рейнольдса  $15 \frac{d}{\Delta} < Re < 300 \frac{d}{\Delta}$  наблюдается переходная область от гидравлически гладких труб к шероховатым. В этой области, когда  $\delta < \Delta$ , т. е. выступы шероховатости с высотой, меньшей средней величины  $\Delta$ , продолжают оставаться в пределах ламинарного подслоя, а выступы с высотой, большей средней, оказываются в турбулентной области потока, проявляется тормозящее действие шероховатости. На графике в зависимости от относительной шероховатости определяется серией кривых 3. Коэффициент  $\lambda_r$  в этом случае подсчитывается также из эмпирических соотношений, например, по формуле Альтшуля:

$$\lambda_r = 0,11 \left( \frac{\Delta}{d} + \frac{68}{Re} \right)^{0,25}. \quad (4)$$

IV) Область квадратичного сопротивления, или гидравлически шероховатых труб. При  $Re > 300(d / \Delta)$  толщина ламинарного слоя у стенки  $\delta$  достигает своего минимального значения, т. е.  $\delta = \delta_{\min} \ll \Delta$  и не меняется с дальнейшим ростом числа  $Re$ . Поэтому  $\lambda_r$  не зависит от числа  $Re$ , а зависит лишь от  $\epsilon_m$ . На графике определяется серией горизонтальных прямых 4. В этой области (шероховатых труб, или области квадратичного сопротивления) для нахождения коэффициента  $\lambda_r$  может быть рекомендована, например, формула Шифринсона:

$$\lambda_r = 0,11 \left( \frac{\Delta}{d} \right)^{0,25}. \quad (5)$$

### **Цель работы:**

- 1) определение потерь напора  $\Delta h_\ell^o$  непосредственно из опыта при различных скоростях движения воды;
- 2) определение потерь напора по длине  $\Delta h_\ell$  расчетным путем;
- 3) сравнение полученных опытных значений с вычисленными.

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

### **Описание установки**

Установка состоит из центробежного насоса *14*, бака *1* (см. рис. 2 в теме 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 изменении 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  $\Delta p_\ell$  переводятся в напор  $\Delta h_\ell^0$  :

$$\Delta h_\ell^0 = \frac{\Delta p_\ell}{\rho g},$$

где  $\rho$  – 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  $\Delta$  выбирается область сопротивления и по соответствующим формулам (2)–(5) определяется коэффициент гидравлического трения  $\lambda_\Gamma$ . Расчетное значение потерь напора по длине  $\Delta h_\ell$  находится по формуле Дарси–Вейсбаха (1). Полученные расчетные значения путевых потерь  $\Delta h_\ell$  сравниваются с опытными величинами  $\Delta h_\ell^0$ . Результаты измерений и расчетов сводятся в таблицу.

№ п/п	$\Delta p_\ell$ , Па	$\Delta h_\ell^o$ , м	$V$ , дм <sup>3</sup>	$t$ , с	$\dot{V} \cdot 10^3$ , м <sup>3</sup> /с	$\bar{w}$ , м/с	Re	$\lambda_\Gamma$	$\Delta h_\ell$ , 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  $\lambda_\Gamma$ ?
4. Каков порядок расчета коэффициента  $\lambda_\Gamma$ ?
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? Покажите их по графику Никурадзе.
7. Каков смысл понятия «гидравлически гладкие трубы»?
8. Почему зонам сопротивления I и II на графике Никурадзе соответствует одна кривая, а двум другим областям – серия кривых?
9. Почему прямые, соответствующие области шероховатых труб, на графике Никурадзе горизонтальны?
10. Как определяется средняя скорость потока в трубе?



## ТЕМА 7

### ОПРЕДЕЛЕНИЕ ПОТЕРЬ НАПОРА В ЗАПОРНЫХ УСТРОЙСТВАХ

При движении вязкой жидкости по трубопроводам наряду с пусевыми 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 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 вентильях) направлению потока жидкости. Закрытие крана происходит при вращении подвижной части затвора (пробки) относительно оси, перпендикулярной направлению потока.

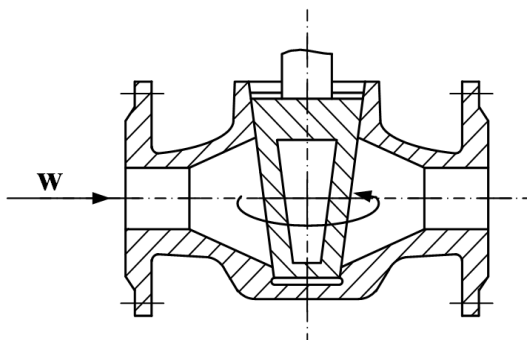


Рис. 1. Пробковый кран

Существенным преимуществом кранов и задвижек является их прямооточность 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 вентиля и задвижек) вращаются на одном месте, не передвигаясь поступательно. Однако при их открывании возникает значительное трение уплотнительных поверхностей затвора и корпуса, вызывающее их ускоренный износ. В вентилях износостойчивость 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 шпindel усилие, создаваемое давлением жидкости. При больших размерах клапанов усилие возрастает настолько, что вентиль становится трудноуправляемым. Кроме того, даже в полностью открытых вентиле поток сильно деформируется, что при больших расходах вызывает значительные потери энергии.

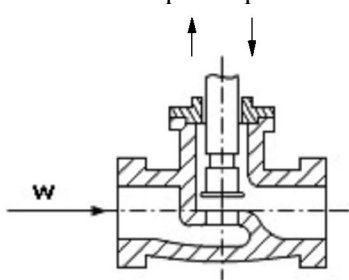


Рис. 2. Вентиль

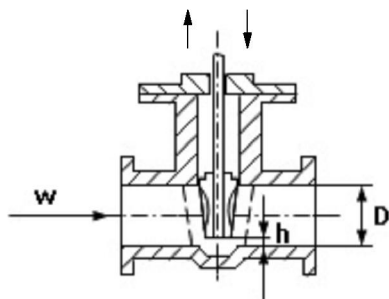


Рис. 3. Задвижка

Течение жидкости через местное сопротивление представляет собой типичную гидродинамическую задачу, которая характеризуется:

– в общем случае критерием Рейнольдса:

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

где  $\bar{w}$  – средняя скорость потока, м/с,  $\ell$  – некоторый характерный для данного потока линейный размер, м,  $\nu$  – коэффициент кинематической вязкости, м<sup>2</sup>/с;

– критерием Эйлера:

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

где  $\Delta p$  – перепад давления на рассматриваемом участке канала, Па,  $\rho$  – плотность жидкости, кг/м<sup>3</sup>;

– критерием Фруда:

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

где  $g$  – ускорение свободного падения,  $m/c^2$ , а также геометрическими симплексами  $\Gamma_i$  (где  $i = 1, 2, 3, \dots$ ), 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

$$Eu = f(Re, Fr, \Gamma_i). \quad (4)$$

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

$$Eu = f(\Gamma_i). \quad (5)$$

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

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

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

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

где  $\zeta$  – коэффициент местного сопротивления.

В настоящее время не существует общей теории, позволяющей подсчитывать величину  $\zeta$  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  $\zeta$  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 (см. рис. 3). Пример подобной зависимости приведен в табл. 1.

*Таблица 1*

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

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

### **Цель 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 теме 5), два дифференциальных манометра, секундомер.

### **Описание установки**

Установка для определения потерь напора в запорных устройствах (см. рис. 2 в теме 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

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

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

Средняя скорость воды перед запорным устройством вычисляется по уравнению расхода:

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

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

$$\Delta h_M^0 = \frac{\Delta p_M^0}{\rho g}. \quad (10)$$

Результаты измерений и расчетов заносятся в табл. 2.

Таблица 2

№ п/п	V дм <sup>3</sup>	t с	$\dot{V} \cdot 10^3$ , м <sup>3</sup> /с	$\bar{w}$ , м/с	$\Delta p_v^0$ , кгс/см <sup>2</sup>	$\Delta h_v^0$ , м	$\Delta p_z^0$ , кгс/см <sup>2</sup>	$\Delta h_z^0$ , м	$\Delta h_v$ , м	$\Delta h_z$ , 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?

## ТЕМА 8

### ОПРЕДЕЛЕНИЕ ПОТЕРЬ ДАВЛЕНИЯ В ТЕПЛООБМЕННЫХ АППАРАТАХ

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).

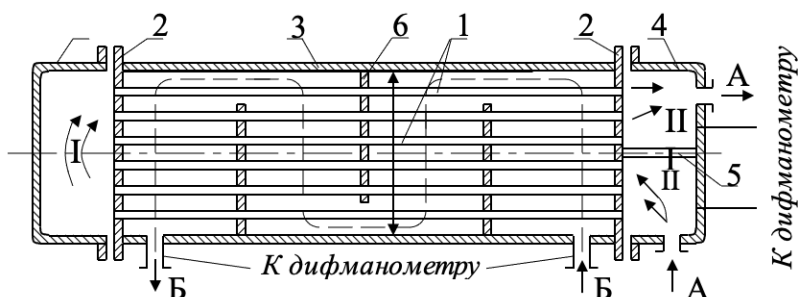


Рис. 1. Кожухотрубчатый двухходовый теплообменник:  
1 – трубы; 2 – трубная решетка; 3 – кожух; 4 – крышка; 5 – перегородка;  
6 – сегментные перегородки

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 Б подается внутрь кожуха (межтрубное пространство) и 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 в трубном 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 (рис. 1). Потери энергии движущейся жидкости происходят в трубах (потери по длине трубок) и в местных сопротивлениях (местные потери). Таким образом, полные потери

$$\Delta p = \sum \Delta p_{m_i} + \Delta p_\ell,$$

где  $\Delta p_{m_i}$  – потери в местных сопротивлениях;  $\Delta p_\ell$  – потери по длине трубок.

Причина возникновения местных сопротивлений – деформация потока и вихреобразования. Потери давления на местных сопротивлениях в теплообменнике определяются следующей зависимостью:

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

где  $\zeta_i$  – коэффициент местных сопротивлений;  $\rho$  – плотность жидкости;  $\bar{w}$  – средняя скорость жидкости.

В двухходовых теплообменниках жидкость, которая движется в трубном пространстве, испытывает следующие местные сопротивления:

- а) при входе в камеру через штуцер – внезапное расширение с коэффициентом местного сопротивления  $\zeta_1$ ;
- б) входе в трубки – внезапное сужение,  $\zeta_2$ ;
- в) выходе из трубок – резкое расширение,  $\zeta_3$ ;
- г) повороте в крышке на  $180^\circ$ ,  $\zeta_4$ ;
- д) входе в трубки – внезапное сужение,  $\zeta_2$ ;
- е) выходе из трубок – резкое расширение,  $\zeta_3$ ;
- ж) выходе из камеры через штуцер – сужение,  $\zeta_5$ .

Значения коэффициентов местных сопротивлений приведены в табл. 1.

Таблица 1

Коэффициенты	$\zeta_1$	$\zeta_2$	$\zeta_3$	$\zeta_4$	$\zeta_5$
Значение	1,0	0,5	1	2,5	0,5



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

$$\Delta p_\ell = \lambda_\Gamma \frac{K\ell}{d_{\text{тр}}} \frac{\rho \bar{w}_{\text{тр}}^2}{2},$$

где  $K = 2$  – число ходов в теплообменнике;  $\lambda_\Gamma$  – коэффициент гидравлического трения по длине трубок,  $\lambda_\Gamma = f(\text{Re}, \varepsilon_{\text{ш}})$ ;  $d_{\text{тр}} = 13$  мм – внутренний диаметр трубки;  $\ell = 1$  м – длина трубок;  $\bar{w}_{\text{тр}}$  – скорость жидкости в трубном пространстве, которая находится из уравнения расхода:

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

где  $\dot{V}$  – расход жидкости через трубное пространство;  $Z = 28$  – число трубок для одного хода жидкости.

Коэффициент гидравлического сопротивления для области гидравлически гладких труб рассчитывается по формуле Блаузиуса:

$$\lambda_\Gamma = \frac{0,3264}{\text{Re}^{0,25}}. \quad (4)$$

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

$$\bar{w}_{\text{патр}} = \frac{4\dot{V}}{\pi d_{\text{патр}}^2}, \quad (5)$$

где  $d_{\text{патр}} = 45$  мм – внутренние диаметры входного и выходного патрубков.

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

$$\bar{w}_{\text{кам}} = \frac{4\dot{V}K}{\pi D^2}, \quad (6)$$

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 (см. рис. 1), измеряемое гидравлическое сопротивление рассчитывается как

$$\Delta p_{\text{TP}} = \sum \Delta p_{M_i} + \Delta p_{\ell} = 2\Delta p_{M_2} + 2\Delta p_{M_3} + \Delta p_{M_4} + \Delta p_{\ell} =$$

$$= 2\zeta_2 \frac{\rho \bar{w}_{\text{TP}}^2}{2} + 2\zeta_3 \frac{\rho \bar{w}_{\text{TP}}^2}{2} + \zeta_4 \frac{\rho \bar{w}_{\text{кам}}^2}{2} + \lambda_{\Gamma} \frac{K\ell}{d_{\text{TP}}} \frac{\rho \bar{w}_{\text{TP}}^2}{2}. \quad (7)$$

## Гидравлическое сопротивление межтрубного пространства

Сегментные перегородки  $b$  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 за счет местных сопротивлений. В межтрубном пространстве к местным сопротивлениям относятся: вход в межтрубное пространство и выход из него, огибание перегородок, а также поперечное обтекание пучка труб. Коэффициенты местных сопротивлений в межтрубном пространстве кожухотрубчатых теплообменников принимают следующие значения:

- вход в межтрубное пространство или выход из него:  $\zeta_6 = 1,5$ ;
- поворот на  $180^\circ$  через перегородку в межтрубном пространстве:  $\zeta_7 = 1,5$ ;
- сопротивление пучка труб в межтрубном пространстве, определяемое по формуле

$$\zeta_8 = \frac{3m}{\text{Re}^{0,2}}, \quad (8)$$

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

Критерий  $\text{Re}$  рассчитывается по наружному диаметру трубок ( $d_n = 16$  мм):

$$\text{Re} = \frac{\bar{w}_{\text{МТР}} d_n \rho}{\mu}, \quad (9)$$

где  $\bar{w}_{\text{МТР}}$  – скорость потока в межтрубном пространстве, которая вычисляется, для данного теплообменника  $S = 0,0045 \text{ м}^2$  по самому узкому сечению пучка. Динамический коэффициент вязкости  $\mu$  принимается по таблице, приведенной в приложении. Суммарная потеря давления потока в межтрубном пространстве

$$\Delta p_{\text{МТР}} = \sum \Delta p_i = 2\zeta_6 \frac{\rho \bar{w}_{\text{патр}}^2}{2} + \zeta_7 \frac{n \rho \bar{w}_{\text{пер}}^2}{2} + \zeta_8 \frac{(n+1) \rho \bar{w}_{\text{МТР}}^2}{2}, \quad (10)$$

где  $n = 3$  – число перегородок;  $\bar{w}_{\text{патр}}$  – скорость движения жидкости во входном и выходном патрубках в теплообменнике, определяемая по формуле (5);  $\bar{w}_{\text{пер}}$  – скорость движения жидкости в самом узком месте на перегородке:

$$\bar{w}_{\text{пер}} = \frac{\dot{V}}{S_{\text{пер}}}, \quad (11)$$

где  $S_{\text{пер}} = 0,007 \text{ м}^2$ .

### **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.

**Приборы и оборудование:** теплообменник, два дифференциальных манометра, секундомер, счетчик воды.

### **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 1, 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 межтрубном и трубном пространствах находится с помощью дифманометров ДМ<sub>3</sub> и ДМ<sub>4</sub>. Расход протекающей жидкости определяется с помощью счетчика воды  $V$  и секундомера.



## Обработка результатов опытов

Расход воды в каждом опыте вычисляется по формуле

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

где  $V$  – объем воды, определяемый по счетчику воды;  $t$  – время прохождения указанного объема воды.

Расчетное значение потери давления находится по формулам (7) и (10), а опытное значение – по показаниям соответствующих дифманометров ДМ<sub>3</sub> и ДМ<sub>4</sub>. Результаты измерений и расчетов заносятся в табл. 2, 3 (соответственно для трубного и межтрубного пространств).

Таблица 2

№ п/п	Измеренные величины			Вычисленные величины			
	$\Delta p_{\text{ТР}}^{\circ}$ , кПа	$V$ , м <sup>3</sup>	$t$ , с	$\dot{V} \cdot 10^3$ , м <sup>3</sup> /с	$\bar{w}_{\text{ТР}}$ , м/с	$\lambda_{\Gamma}$	$\Delta p_{\text{ТР}}$ , кПа

Таблица 3

№ п/п	Измеренные величины			Вычисленные величины		
	$\Delta p_{\text{МТР}}^{\circ}$ , кПа	$V$ , м <sup>3</sup>	$t$ , с	$\dot{V} \cdot 10^3$ , м <sup>3</sup> /с	$\bar{w}_{\text{МТР}}$ , м/с	$\Delta p_{\text{МТР}}$ , кПа

### Контрольные вопросы

1. Устройство и работа кожухотрубчатого 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?

11. Как определяется критерий Рейнольдса для межтрубного пространства?

12. С какой целью в межтрубном пространстве теплообменника устанавливаются сегментные перегородки?

13. От чего зависит выбор направления подачи теплоносителя в трубное или межтрубное пространство теплообменника?

## ТЕМА 9

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

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 который 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  $(0,5 \div 1,0) d$  от начального сечения струи. Опыты показывают, что при истечении через круглое отверстие диаметр сжатого сечения  $d_c$  составляет 0,8 диаметра отверстия  $d$  (рис. 1).

*Коэффициент сжатия струи* представляет отношение площади сжатого сечения струи к площади сечения отверстия (насадка), т. е.

$$\varepsilon_c = S_c / S.$$

Для отверстия в «тонкой стенке» этот коэффициент равен  $d_c^2 / d^2 = 0,64$ .

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

Примеры инверсий струй, вытекающих из отверстий различной формы, показаны на рис. 2. Как мы видим, инверсии подвергается даже струя из круглого отверстия.

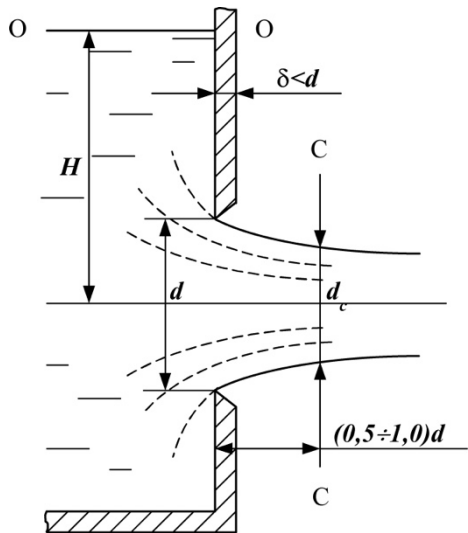


Рис. 1. Схема истечения струи  
из отверстия с тонкой стенке

На инверсию (как процесс, в котором изменяется форма потока жидкости) затрачивается дополнительная энергия. Так как вылетевшая струя обладает только кинетической энергией, это приводит к постепенному уменьшению скорости ее полета.

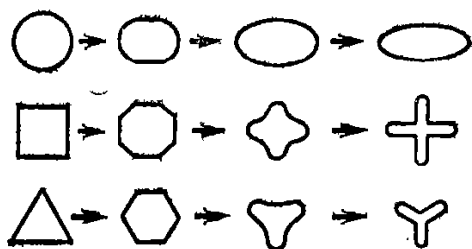


Рис. 2. Примеры, характеризующие инверсию струй

Формулу для скорости истечения можно получить, написав уравнение Бернулли для свободной поверхности жидкости (рис. 1) в резервуаре (сечение О–О) и для сжатого сечения (сечение С–С). Выбрав плоскость сравнения горизонтальную поверхность, проходящую через

центр отверстия в тонкой стенке, получим (потери напора для упрощения записаны через скорость  $w_c$ ):

$$\frac{w_o^2}{2g} + \frac{p_o}{\rho g} + H = \frac{w_c^2}{2g} + \frac{p_c}{\rho g} + 0 + \zeta \frac{w_c^2}{2g},$$

где  $\zeta$  – коэффициент местного сопротивления при прохождении жидкостью отверстия;  $H$  – высота столба жидкости в резервуаре над центром отверстия, м;

Учитывая, что  $w_o \ll w_c$  (так как площадь сечения бака намного больше, чем у отверстия) и  $p_o = p_c = p_{атм}$ , получим следующее выражение:

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

где  $\varphi = \frac{1}{\sqrt{1+\zeta}}$  – коэффициент скорости;  $w_T$  – 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:

$$\dot{V} = S_c \cdot \bar{w} = \epsilon_c \cdot S \cdot \varphi \sqrt{2gH}$$

или



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

где  $\mu_p = \epsilon_c \phi$  – коэффициент расхода.

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

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

Следовательно, коэффициент расхода  $\mu_p$  есть отношение действительного расхода при истечении к теоретическому, т. е.

$$\mu_p = \frac{\dot{V}}{\dot{V}_T}.$$

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. 3). 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 скорость уменьшается.

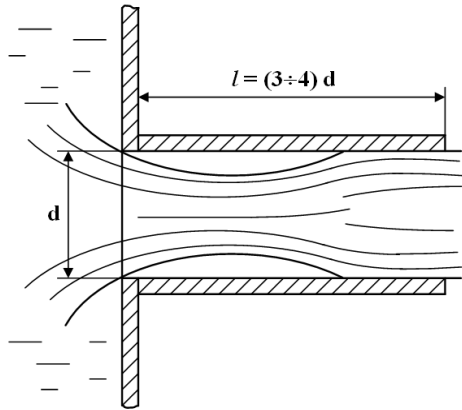


Рис. 3. Схема истечения струи жидкости через цилиндрический насадок

Таким образом, на выходе из насадка  $S_c = S$  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).

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:

$$(x = \bar{w}_0 t),$$

а в поперечном – равномерно-ускоренным:

$$(y = gt^2/2).$$

Если из двух этих выражений исключить время  $t$ , то получится

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

где  $x$  и  $y$  – координаты какой-либо точки на оси струи, отсчитываемые от центра сечения струи на выходе из отверстия (насадка). Предположение о равномерном движении струи в продольном направлении не является до конца верным из-за явления инверсии. Поэтому расчеты по данной формуле для струй разной формы могут отличаться.

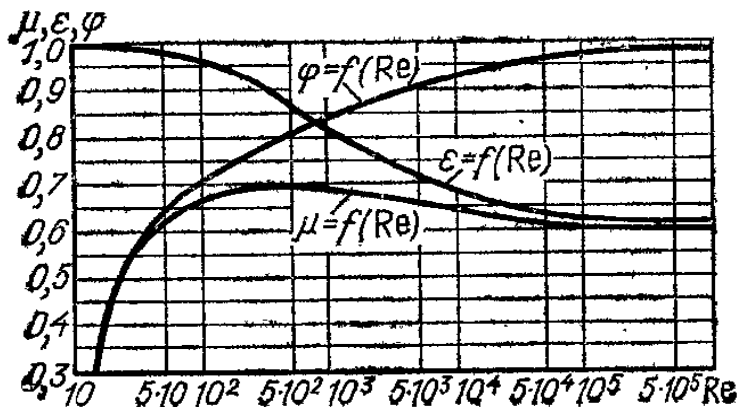


Рис. 4. График зависимости  $\mu$ ,  $\varepsilon$ ,  $\varphi$  от числа  $Re_H$

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 его поперечного сечения  $S_p = \text{const}$ ) с высоты уровня жидкости  $H_1$  до  $H_2$  определяется выражением

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

При рассмотрении процесса истечения струй мы исходили из так называемого «совершенного» сжатия струи. В реальности это происходит только при больших числах Рейнольдса

$$Re_H = \sqrt{2gH} \frac{d}{\nu}.$$

График зависимости коэффициентов скорости, истечения и расхода от  $Re_n$  для тонкого отверстия круглого сечения показан на рис. 4.

### **Цель работы:**

1) ознакомление с конструкцией отверстий в «тонкой стенке», насадок 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  $y$ ;

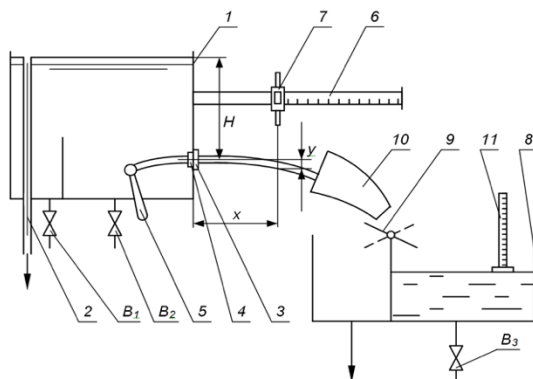
3) определение расхода воды  $\dot{V}$  при истечении через различные отверстия и цилиндрический насадок, сравнение полученных величин с опытным значением  $\dot{V}_0$ , измеренным объемным методом;

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 с круглым, квадратным, крестообразным и треугольным отверстиями; цилиндрическим насадком; секундомер.

### **Описание установки**

Прямоугольный, вертикально установленный резервуар 1 (рис. 5) 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. 4 эта трубка не показана).



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

Горизонтальная измерительная линейка 6 с ползунком 7, имеющим выдвижной шуп, 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 открывается 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 вентили  $B_1$  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. Наблюдают 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  $H_1$ , после чего вентиль  $B_1$  закрывается. Открывается клапан 4 и одновременно пускается секундомер. При достижении конечного напора  $H_2$  останавливается секундомер, закрывается клапан 4 и записываются значения времени опыта  $t_0$  и конечного напора  $H_2$ . Проводится 2–3 опыта.

### Обработка результатов опытов

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

$$\dot{V}_0 = V/t_0,$$

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) и в табл. 2 (для переменного напора).

Таблица 1

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

Таблица 2

№ п/п	Тип устройства	H <sub>1</sub> , см	H <sub>2</sub> , см	t, с	t <sub>0</sub> , с

Для круглого сечения определите значение

$$Re_n = \sqrt{2gHd}/\nu$$

и по рис. 4 найдите значения коэффициентов скорости, расхода и истечения. Определите относительную погрешность того, что мы приняли их значения без учета данной зависимости.

### 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?

## ТЕМА 10

### ИЗУЧЕНИЕ ГИДРАВЛИКИ ВЗВЕШЕННОГО СЛОЯ

Ряд процессов химической технологии (сушка, обжиг, адсорбция, катализ и др.), осуществляют в аппаратах с подвижным зернистым слоем. В таких аппаратах происходит взаимодействие движущегося вверх потока жидкости или газа с, находящимся во взвешенном состоянии, зернистым материалом. При этом могут проводиться теплообменные, массообменные и химические процессы. По сравнению с аппаратами с неподвижным слоем частиц аппараты со взвешенным слоем обладают рядом преимуществ:

- увеличивается поверхность контакта твердых частиц со сплошной средой;
- интенсивное перемешивание твердой фазы приводит к выравниванию температуры по всему объему слоя и соответственно к его равномерной сушке;
- текучесть взвешенного слоя позволяют организовать транспортировку частиц и облегчают организацию непрерывного процесса по твердой фазе;
- позволяет сортировать твердые частицы по плотности;
- во взвешенном слое можно обрабатывать запыленные газы или жидкости, содержащие примеси, тогда как в неподвижном слое это недопустимо.

Зернистые слои могут состоять из монодисперсных (одинаковых по размеру) или полидисперсных (неодинаковых) твердых частиц. Форма частиц, образующих зернистый слой, может быть самой разнообразной. В первую очередь зернистый слой характеризуется диаметром составляющих его частиц  $d$  (для частиц сферической формы), фактором формы частиц  $\Phi$  (для шарообразных частиц  $\Phi = 1$ ) и долей свободного объема (порозность)  $\varepsilon$ .

Доля свободного объема, или порозность слоя:

$$\varepsilon = \frac{V_{\text{св}}}{V} = \frac{V - V_0}{V}, \quad (1)$$

где  $V_{\text{св}}$  – свободный объем в объеме слоя  $V$ ,  $V$  – общий объем, занимаемый зернистым слоем;  $V_0$  – объем, занимаемый самими твердыми частицами.

При движении снизу вверх потока жидкости (газа) через зернистый слой могут существовать три режима:

- режим фильтрации (зернистый слой – неподвижный).
- режим псевдооживления (взвешенный, кипящий слой);
- режим уноса.

*Режим фильтрации* существует при незначительных скоростях движения жидкости, вплоть до достижения значения так называемой первой критической скорости  $\bar{W}_{nc}$  (скорости начала псевдооживления).

При этом, поскольку плотность твердых частиц больше плотности жидкости (газа), они находятся в нижней части рабочей зоны аппарата на решетке, образуя неподвижный зернистый слой. Существующее внутри слоя свободное пространство представляет собой множество соединяющихся друг с другом искривленных каналов переменного сечения. Такие слои называются пористыми. Они обладают проницаемостью, т.е. способностью пропускать через себя жидкость или газ.

В качестве скорости принимают *фиктивную скорость*  $\bar{W}_0$ , которая равна отношению объемного расхода жидкости  $\dot{V}$  ко всей площади поперечного сечения слоя  $S$ :

$$\bar{W}_0 = \frac{\dot{V}}{S} \quad (2)$$

В режиме фильтрации жидкость (газ) движется по каналам зернистого слоя, при этом его гидравлическое сопротивление (перепад давления  $\Delta p_{сл}$ ) растет с увеличением скорости движения потока, рис. 1.

*Режим псевдооживления* начинается при превышении скорости потока первой критической скорости ( $\bar{W}_0 > \bar{W}_{nc}$ ). В этом режиме весь слой твердых частиц переходит во взвешенное состояние и его порозность (доля свободного объема) увеличивается. При дальнейшем повышении скорости жидкости объем взвешенного слоя возрастает. 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 *псевдооживленным* слоем.

*Режим уноса* возникает при некоторой скорости потока, превышающей так называемую *вторую критическую скорость*  $\bar{W}_y$



(скорость витания или уноса), взвешенный слой разрушается – твердые частицы уносятся из аппарата потоком жидкости, осуществляется их транспорт.

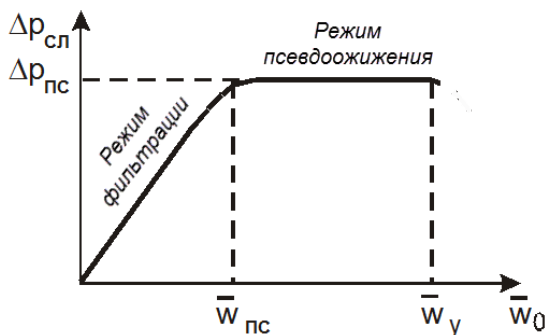


Рис. 1. График зависимости  $\Delta p_{сл}$  от фиктивной скорости  $\bar{W}_0$  жидкостного или газового потока, проходящего через зернистый слой:

$\Delta p_{пс}$  – гидравлическое сопротивление (потери давления) псевдооживленного слоя,  $\bar{W}_{пс}$  – скорость начала псевдооживления,  $\bar{W}_у$  – скорость уноса

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

$$P_D = P_T - P_A, \quad (3)$$

или

$$\Delta p_{пс} S = V g (\rho_T - \rho) = SH(1 - \varepsilon)(\rho_T - \rho)g, \quad (4)$$

где  $\Delta p_{пс}$  – потерянное давление в псевдооживленном слое, Па;  $S$  – живое сечение пустого аппарата,  $m^2$ ;  $V_T$  – объем твердых частиц,  $m^3$ ;  $\varepsilon$  – порозность слоя;  $H$  – высота слоя, м;  $\rho_T$ ,  $\rho$  – плотности твердых частиц и жидкости соответственно,  $kg/m^3$ .

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

$$\Delta p = \frac{3\lambda_{\Gamma}}{2} \cdot \frac{1-\varepsilon}{\varepsilon^3 \Phi} \cdot \frac{H}{d} \cdot \frac{\rho w_0^2}{2}. \quad (5)$$

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

$$\lambda_{\Gamma} = \frac{133}{Re} + 2,34. \quad (6)$$

Подставляя значение потери давления по уравнению (4) в уравнение (5), можно получить с учетом (6) критериальное уравнение, описывающее переход режима фильтрации в режим псевдоожижения слоя. Так, для частиц округлой формы, для которых  $\Phi \approx 1$  и  $\varepsilon \approx 0,4$ , из выражений (4)–(6) получается критическое значение числа Рейнольдса, при котором начинается псевдоожижение:

$$Re_{nc} = \frac{Ar}{1400 + 5,22 \cdot \sqrt{Ar}}, \quad (7)$$

где  $Ar = \frac{gd^3}{\nu^2} \frac{\rho_{\Gamma} - \rho}{\rho}$  – критерий Архимеда;  $Re = \frac{\bar{w}_0 d}{\nu} = \frac{w_0 dp}{\mu}$  – модифицированный критерий Рейнольдса;  $d$  – диаметр твердой частицы, м;  $\nu$  – коэффициент кинематической вязкости жидкости,  $m^2/s$ ;  $\mu$  – коэффициент динамической вязкости жидкости, Па·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

$$Re = \frac{Ar \cdot \varepsilon^{4,75}}{18 + 0,6 \sqrt{Ar \cdot \varepsilon^{4,75}}}. \quad (8)$$

Это уравнение выражает основную зависимость гидравлики взвешенного слоя – зависимость между порозностью слоя и скоростью потока. По уравнению (8) можно рассчитать скорость начала псевдоожижения  $\bar{W}_{nc}$ , подставляя в нее значение порозности неподвижного слоя  $\varepsilon_n = 0,4$ .

Потери давления взвешенного слоя, как следует из уравнения (4), во всем диапазоне его существования практически одинаково и определяются выражением

$$\Delta p = H(1 - \epsilon)(\rho_T - \rho)g. \quad (9)$$

### Цель работы:

- 1) нахождение 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. 2) состоит из стеклянной вертикальной колонки 1 с внутренним диаметром  $D = 115$  мм и приборов для измерения перепада 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.

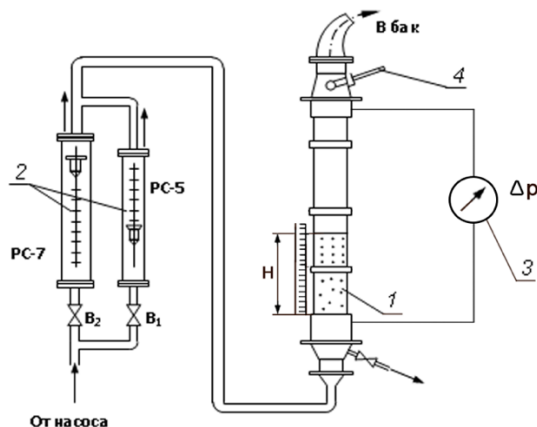


Рис. 2. Схема установки:

1 – колонка; 2 – ротаметры; 3 – дифманометр; 4 – термометр

Колонка заполнена сферическими частицами алюмосиликатного катализатора диаметром  $d = 3,7$  мм и плотностью  $\rho_T = 1,6$  г/см<sup>3</sup>. С одной стороны к колонке прикреплена шкала с указателем для отсчета высоты слоя **Н**, с другой – расположен дифманометр 3 для измерения потери давления на участке слоя высотой **Н**. Вверху колонки установлен термометр 4.

### Порядок проведения опытов

Измеряют высоту неподвижного слоя **Н**<sub>н</sub>. Для построения зависимости  $\Delta p_{\text{сл}} \sim \bar{w}_0$  снимают показания дифманометра  $\Delta p_{\text{сл}}$  и высоту зернистого слоя **Н** при различных показаниях ротаметров. Необходимый расход устанавливают с помощью вентилях **В**<sub>1</sub>, **В**<sub>2</sub>. Замер показаний дифманометра 3 и высоты слоя **Н** следует проводить в пяти точках для каждого режима (фильтрации и псевдоожижения), чаще в области первой критической скорости  $\bar{w}_{\text{пс}}$ . Измерения начинают с небольших расходов (используются вентиль **В**<sub>1</sub> и ротаметр РС-5). После снятия показаний дифманометра при 100 делениях ротаметра РС-5 вентиль **В**<sub>1</sub> закрывают. Затем открывают вентиль **В**<sub>2</sub> и продолжают проводить измерения  $\Delta p_{\text{сл}}$ , **Н**, измеряя расход ротаметром РС-7.

При проведении опытов необходимо визуально определить начало режима псевдоожижения и измерить в этой точке показания ротаметра, дифманометра и высоту слоя. Началом псевдоожижения следует считать момент перехода большинства частиц слоя в состояние движения. В режиме псевдоожижения продолжают проводить измерения  $\Delta p_{\text{сл}}$ , **Н** вплоть до начала режима уноса. Измеряют температуру воды на выходе из колонки термометром 4. После окончания опытов следует закрыть вентили **В**<sub>1</sub> и **В**<sub>2</sub>. По тарировочным графикам для ротаметров РС-5, РС-7 определяют расход воды, проходящей через колонку  $\dot{V}$ .

Все измерения, снятые для режима фильтрации, заносят в табл. 1, а для режима псевдоожижения – в табл. 2.

## Обработка результатов опытов

Опытное значение фиктивной скорости потока жидкости  $\bar{w}_0$  определяют по расходу  $\dot{V}$ :

$$\bar{w}_0 = \frac{4\dot{V}}{\pi D^2}. \quad (10)$$

По результатам эксперимента строится график зависимости потерь давления на преодоление зернистого слоя от скорости потока жидкости  $\Delta p_{\text{сн}} \sim \bar{w}_0$  (рис. 1).

Расчетное значение скорости псевдооживления  $\bar{w}_{\text{пс}}$  находят из уравнения (7) по величине критерия Рейнольдса:

$$\bar{w}_{\text{пс}} = \frac{\text{Re}_{\text{пс}} \cdot \nu}{d}. \quad (11)$$

Значение порозности неподвижного слоя  $\varepsilon_{\text{н}}$  может быть вычислено по формуле

$$\varepsilon_{\text{н}} = 1 - \frac{V_0}{V} = 1 - \frac{4M_{\text{T}}}{\pi D^2 \rho_{\text{T}} H_{\text{н}}}, \quad (12)$$

где  $M_{\text{T}}$  – масса твердых частиц в колонке.

Опытное значение порозности взвешенного слоя определяют из зависимости (9):

$$\varepsilon^0 = 1 - \frac{\Delta p}{H_{\text{г}}} \cdot \frac{1}{\rho_{\text{T}} - \rho}. \quad (13)$$

Расчетное значение порозности взвешенного слоя находят по известным значениям критериев  $\text{Re}$  и  $\text{Ar}$ :

$$\varepsilon = \left( \frac{18 \text{Re} + 0,3 \text{Re}^2}{\text{Ar}} \right)^{0,21}. \quad (14)$$

Сопротивление (потери давления) взвешенного слоя  $\Delta p^0$  измеряют непосредственно дифманометром 3. Полученное опытное

значение  $\Delta p^0$  должно быть сопоставлено с величиной  $\Delta p$ , найденной по весу зернистого материала, согласно зависимости (4):

$$\Delta p = \frac{M_T g (\rho_T - \rho)}{S \rho_T}. \quad (15)$$

Результаты измерений и расчетов следует свести в табл. 1 и 2.  
Исходные данные для расчета  $M_T =$  кг;  $T =$  °C;  $v =$  м<sup>2</sup>/с;

Таблица 1

№ п/п	Н <sub>н</sub> , мм	ε <sub>н</sub>	Расход		$\bar{w}_0 \cdot 10^2$ , м/с	$\Delta p^0$ , Па	Критерии		$\bar{w}_{nc}^0 \cdot 10^2$ , м/с	$\bar{w}_{nc} \cdot 10^2$ , м/с
			Показания РС-5	$\dot{V}$ , м <sup>3</sup> /с			Ar	Re <sub>пс</sub>		
1										
2										
3										
4										
5										

Таблица 2

№ п/п	Н, мм	Расход		$\bar{w}_0 \cdot 10^2$ м/с	Re	ε		$\Delta p$ , Па	$\Delta p^0$ , Па
		показания РС-7	$\dot{V}$ , м <sup>3</sup> /с			расч.	опыт.		
1									
2									
3									
4									
5									

## 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. Для проведения каких процессов используются аппараты с псевдоожиженным слоем?

## ТЕМА 11

### ИЗУЧЕНИЕ ГИДРОДИНАМИКИ ЗЕРНИСТОГО СЛОЯ

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 потока газа (жидкости) 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 псевдооживленным, 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  $w_{кр}$  (режим фильтрации);
- 2) при скорости большей, чем  $w_{кр}$ , зернистый слой приобретает текучесть (режим псевдооживления);
- 3) при достижении второй критической скорости наступает 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:

$$\Delta p = \lambda_{\Gamma} \cdot \frac{\ell}{d_3} \cdot \frac{\rho \cdot \bar{w}^2}{2}. \quad (1)$$

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

– доля свободного объема, или порозность слоя  $\varepsilon$ ,  $\text{м}^3/\text{м}^3$ :

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

где  $V$  – общий объем, занимаемый зернистым слоем,  $\text{м}^3$ ;  $V_0$  – объем, занимаемый самими частицами, образующими зернистый слой,  $\text{м}^3$ ;

– удельная поверхность  $a$ ,  $\text{м}^2/\text{м}^3$ :

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

где  $d$  – диаметр шара, имеющего тот же объем, что и частицы,  $\text{м}$ ;  $\Phi$  – фактор формы частицы (для шарообразных частиц  $\Phi = 1$ ).

– эквивалентный диаметр каналов в зернистом слое выражается уравнением

$$d_3 = \frac{4\varepsilon}{a}. \quad (4)$$

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  $\dot{V}$ ,  $\text{м}^3/\text{с}$ , ко всей площади поперечного сечения слоя  $S$ ,  $\text{м}^2$ :

$$\bar{w}_0 = \frac{\dot{V}}{S} = \frac{4 \dot{V}}{\pi D^2}. \quad (5)$$

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

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

На самом деле  $\bar{w}$  меньше скорости газа в реальных каналах, причем тем в большей степени, чем больше коэффициент кривизны канала  $\alpha_k$ . 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  $h_0$ . Тогда для гидравлического сопротивления получим

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

окончательно

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

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.

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.

Кривые реального псевдооживления (рис. 2б) отличаются от изображения кривой идеального псевдооживления (рис. 2а). Наличие пика  $\Delta p_{\text{сл}}$  на кривой реального псевдооживления перед переходом слоя во взвешенное состояние обусловлено затратами энергии на преодоление

сил сцепления твердых частиц, а также на их трение со стенкой и между собой. После перехода слоя в псевдооживленное состояние сопротивление его падает до характерного уровня  $\Delta p_{ис}$ . Величина пика гидравлического сопротивления зависит от свойств твердых частиц.

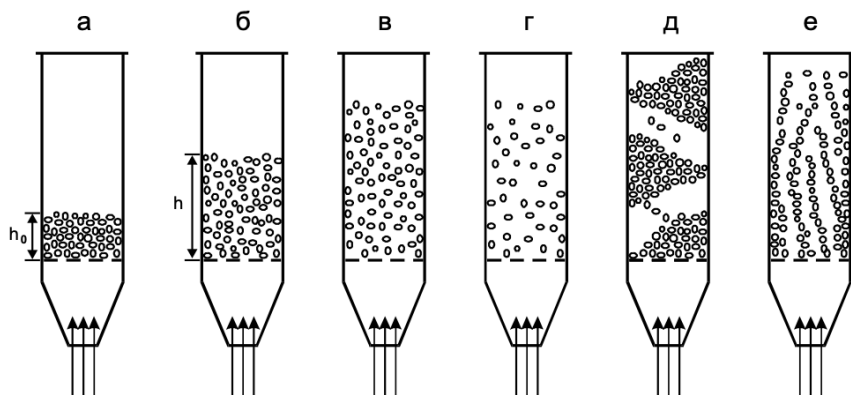


Рис. 1. Взвешенный слой при различных скоростях газового потока:  
 а – неподвижный слой (режим фильтрации газа); б – однородный псевдооживленный слой (при сравнительно низких скоростях газа получается взвешенный слой с равномерным распределением твердой фазы);  
 в – неоднородный псевдооживленный слой; г – унос твердых частиц;  
 д – взвешенный слой с поршнеобразованием (наблюдается в узких и высоких слоях); е – взвешенный слой с каналобразованием (наблюдается в слое твердых частиц, склонных к агрегированию)

При увеличении скорости потока  $\bar{w}_0$  газа или жидкости происходит расширение взвешенного слоя. Высота взвешенного слоя  $h$  связана с высотой неподвижного слоя  $h_0$  соотношением

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

где  $\varepsilon_0$  – порозность неподвижного, а  $\varepsilon$  – порозность взвешенного слоя.

Обычно в момент начала образования взвешенного слоя порозность приближенно равна своему минимальному значению при свободной засыпке слоя ( $\varepsilon_0$  для шарообразных частиц принимается равной 0,4 как среднее в пределах 0,35÷0,5).

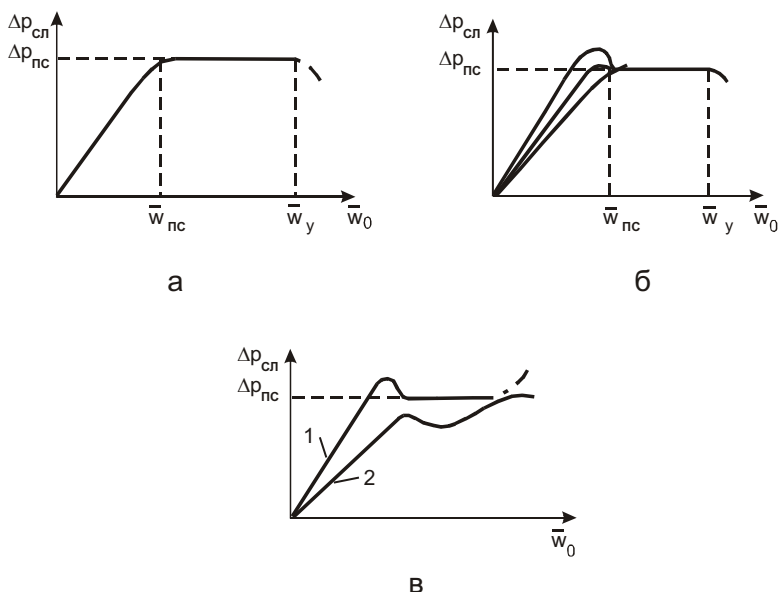


Рис. 2. График зависимости  $\Delta p_{\text{сл}}$  от фиктивной скорости  $\bar{w}_0$  газового или жидкостного потока, проходящего через слой: а – кривая идеального псевдооживления; б – реальные кривые псевдооживления; в – кривая псевдооживления для слоя с поршнеобразованием (кривая 1) и с каналообразованием (кривая 2);  $\Delta p_{\text{пс}}$  – сопротивление псевдооживленного слоя;  $\bar{w}_{\text{пс}}$  – скорость начала псевдооживления;  $\bar{w}_y$  – скорость уноса

Гидравлическое сопротивление неподвижного слоя зернистого материала существенно зависит от скорости потока  $\bar{w}_0$ . Однако при переходе во взвешенное состояние сопротивление слоя становится практически постоянным:

$$\Delta p_{\text{сл}} = \Delta p_{\text{пс}} = \frac{G_{\text{сл}}}{S} = \text{const}, \quad (10)$$

где  $G_{\text{сл}}$  – вес материала в слое.

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

$$\Delta p_{\text{пс}} = (\rho_{\text{ч}} - \rho_{\text{с}})g(1 - \varepsilon)h = (\rho_{\text{ч}} - \rho_{\text{с}})g(1 - \varepsilon_0)h_0. \quad (11)$$

Если среда – газ, то  $\rho_{\text{ч}} \gg \rho_{\text{с}}$ , тогда

$$\Delta p_{\text{пс}} = \rho_{\text{ч}} \cdot g(1 - \varepsilon)h = \rho_{\text{ч}} \cdot g(1 - \varepsilon_0)h_0. \quad (12)$$

### Цель работы:

- 1) изучение зависимости гидравлического сопротивления слоя зернистого материала от скорости воздуха;
- 2) сравнение расчетных и экспериментальных значений критической скорости и сопротивления, а также порозности взвешенного слоя.

### Описание установки

Установка состоит из смонтированной на стенде прозрачной колонны диаметром  $D = 75$  мм (рис. 3). В колонне на нижней сетке находится слой зернистого материала. 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. Регулирование расхода воздуха осуществляется при помощи регулятора напряжения (ЛАТР), меняющего обороты электродвигателя.

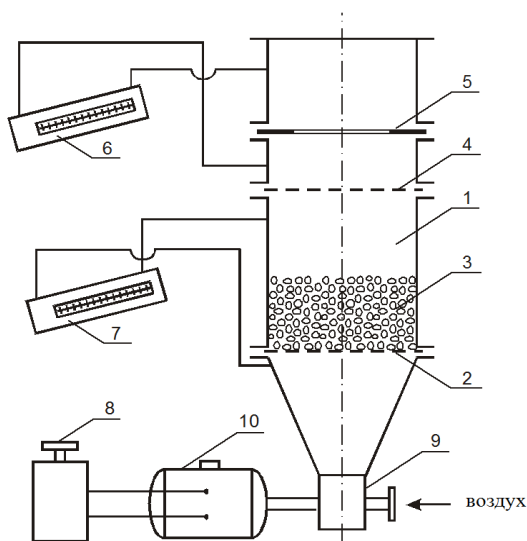


Рис. 3. Схема установки: 1 – корпус; 2 – нижняя сетка; 3 – слой частиц; 4 – верхняя сетка; 5 – диафрагма; 6 – дифманометр диафрагмы; 7 – дифманометр; 8 – ЛАТР; 9 – вентилятор; 10 – электродвигатель

## Справочный материал к расчетам

$d = 0,005$  м – диаметр шарообразной частицы;  $\rho_{\text{возд}} = 1,29$  кг/м<sup>3</sup> – плотность воздуха;  $\mu_{\text{возд}} = 1,8 \cdot 10^{-5}$  Па с – вязкость воздуха;  $\rho_{\text{ч}} = 850$  кг/м<sup>3</sup> – плотность частицы.

## Порядок проведения работы

Перед началом проведения работы проверяют установку нуля наклонных дифманометров. Плавно регулируя при помощи ЛАТР обороты электродвигателя вентилятора, устанавливают ориентировочно область начала псевдоожижения. Для построения кривой зависимости  $\Delta p_{\text{сл}} - \bar{w}_0$  измеряют сопротивление слоя  $\Delta p_{\text{сл}}$  при помощи дифманометра, плавно увеличивая при помощи ЛАТР обороты электродвигателя вентилятора. Замер показаний дифманометров 6 и 7, а также высоты слоя  $h_{\text{сл}}$  производить в 10–12 точках для каждой области кривой  $\Delta p_{\text{сл}} - \bar{w}_0$ , чаще в области перегибов. Результаты измерения заносят в отчетную таблицу:

№ п/п	$\Delta p$ диаф- рагмы, мм вод. ст.	$V$ , м <sup>3</sup> /с	$\bar{w}_0$ , м/с	$\bar{w}_{0\text{кр}}$ , м/с		$\Delta p_{\text{сл}}$ , Па		$h_{\text{сл}}$ , м	$\varepsilon$	
				эксп	расч	эксп	расч		расч	эксп

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

Предложен ряд зависимостей для определения коэффициента сопротивления  $\lambda_{\Gamma}$  при различных режимах движения газа через неподвижный слой. Все эти уравнения получены обобщением опытных данных различных исследователей и дают более или менее согласующиеся между собой результаты. Для всех режимов движения применимо обобщенное уравнение

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

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

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

При расчетах взвешенного слоя обычно определяют скорость начала псевдооживления, 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

$$Re_{кр}^0 = \frac{Ar}{1400 + 5,22\sqrt{Ar}}, \quad (15)$$

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

Так как для газов  $\rho_\Gamma \ll \rho_\text{ч}$ , можно записать

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

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

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

Для приближенных расчетов удобно пользоваться зависимостью  $Ly = f(Ar, \varepsilon)$ , где  $Ly$  – критерий Лященко.

$$Ly = \frac{Re_0^3}{Ar} = \frac{\bar{w}_0^3 \cdot \rho_\Gamma^2}{\mu_\Gamma(\rho_\text{ч} - \rho_\Gamma)g}, \quad (20)$$

где  $\mu_\Gamma$  – коэффициент динамической вязкости среды, Па · с.

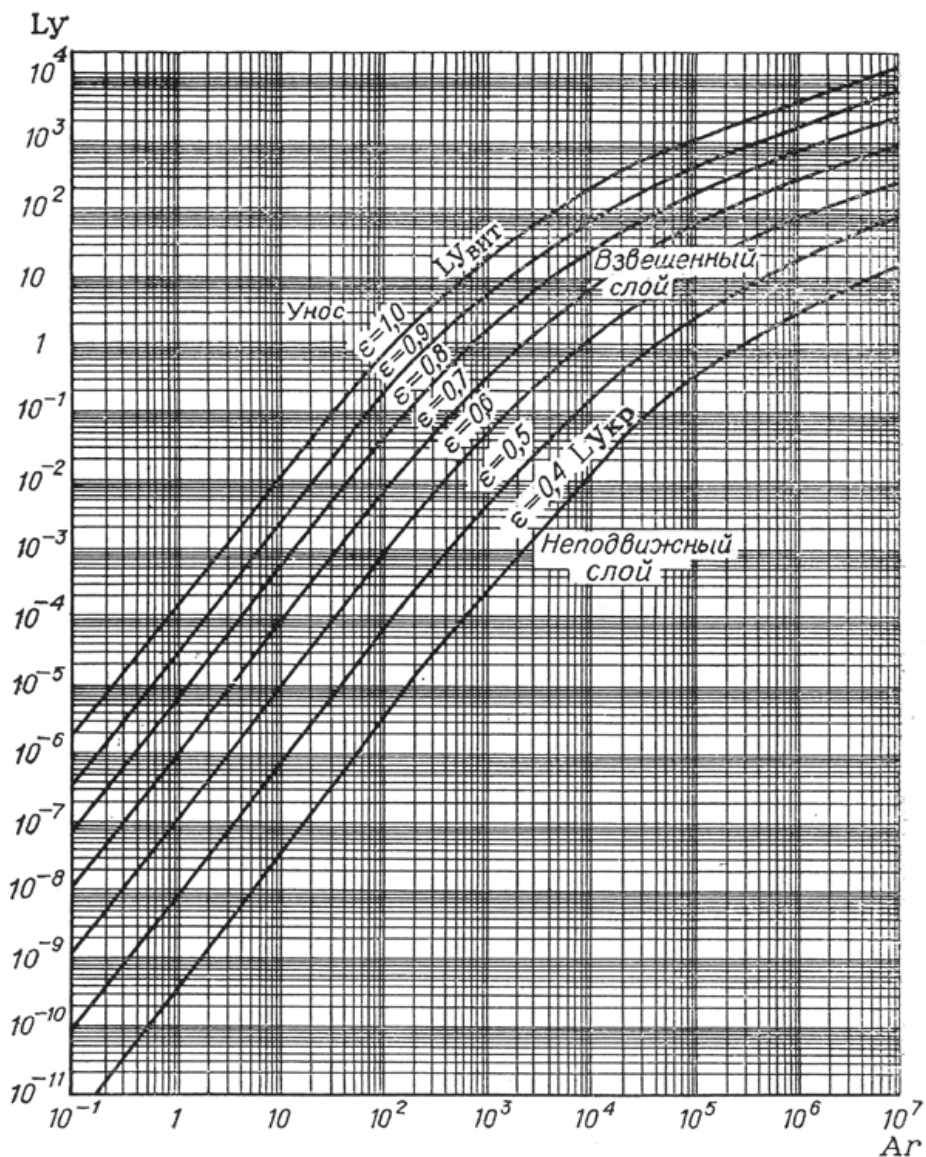


Рис. 4. Зависимость критерия  $Ly$  от критерия  $Ar$  [17]



На рис. 4 в логарифмических координатах представлена зависимость  $Ly = f(Ar)$  при разных значениях  $\varepsilon$ . Этот график дает возможность найти любую из трех величин ( $\bar{w}_0$ ,  $d$ ,  $\varepsilon$ ), если известны две из них, и физические свойства системы:  $\rho_{\text{ч}}$ ,  $\rho_{\text{г}}$ ,  $\mu_{\text{г}}$ . С помощью этого рисунка (с погрешностью  $\pm 20\%$ ) можно определить: фиктивную скорость газового потока  $\bar{w}_0$ , которая необходима для образования взвешенного слоя из частиц диаметра  $d$  при заданной порозности  $\varepsilon$ , минимальный диаметр частиц  $d$ , переходящих во взвешенное состояние при заданной скорости газового потока.

### Обработка результатов опытов

1. По соотношению (5) определить фиктивные скорости газа  $\bar{w}_0$  для всех опытов.
2. Найти расчетное значение  $\bar{w}_{\text{кр}}^{\text{расч.}}$ , используя последовательно соотношения (18), (15) и (17).
3. Найти расчетное гидравлическое сопротивление неподвижного слоя по соотношениям (3), (14), (13), (8), считая частицы шарообразными ( $\Phi = 1$ ), а псевдооживленного слоя – по соотношению (12).
4. Определить экспериментальные значения порозности псевдооживленного слоя из (9), а расчетные – по графической зависимости (см. рис. 4), предварительно определив  $Ly$  по (20) и  $Ar$  по (18).
5. На основании данных отчетной таблицы построить график зависимости  $\Delta p_{\text{сл}}^{\text{эксп}} - \bar{w}_0$ , по которому определить экспериментальное значение критической скорости  $\bar{w}_{\text{кр}}^{\text{эксп}}$ , соответствующее началу псевдооживления.

### Контрольные вопросы

1. При каких условиях неподвижный зернистый слой переходит во взвешенное состояние?
2. Какие существуют состояния слоя зернистого материала при восходящем потоке газа или жидкости сквозь него?
3. Чему равно сопротивление взвешенного слоя?
4. Что учитывает коэффициент  $\lambda_{\text{г}}$ ?

5. Как рассчитать скорость псевдооживления и порозность взвешенного слоя?
6. Как определить экспериментально критическую скорость и сопротивление слоя зернистого материала?
7. Почему кривая реального псевдооживления имеет пик?
8. Какие величины можно определить по зависимости  $L_y = f(Ar)$ ?

## ТЕМА 12

### ИСПЫТАНИЕ ЦЕНТРОБЕЖНОГО НАСОСА

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 расширяющийся 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.

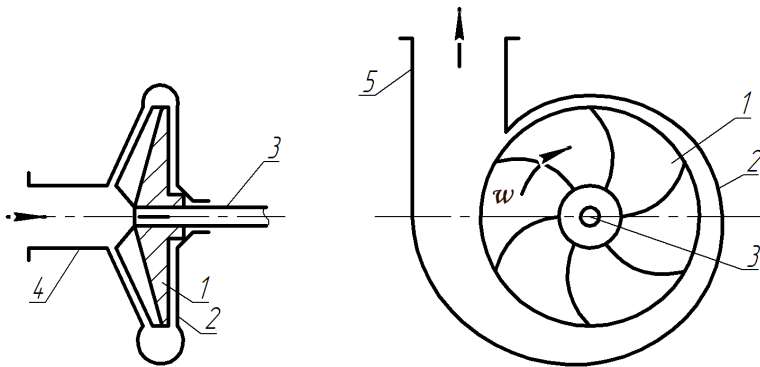


Рис. 1. Схема центробежного насоса: 1 – рабочее колесо; 2 – корпус; 3 – вал; 4 – линия всасывания; 5 – линия нагнетания

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 в основном преобразуется в энергию давления.

Центробежные насосы перед пуском необходимо заливать перекачиваемой рабочей жидкостью. Для того чтобы жидкость могла удерживаться в насосе, на нижнем конце всасывающей трубы, спускаемой в питательный бак или водоем, устанавливают приемный (обратный) клапан с сеткой-фильтром. Приемный 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  $\dot{V}$  в зависимости от сопротивления сети. Напор и производительность – это основные параметры насоса.

*Напор насоса  $H_n$*  – приращение полной удельной механической энергии жидкости внутри насоса. *Объемная производительность насоса  $\dot{V}_n$*  – объем жидкости, перекачиваемый насосом в линию нагнетания в единицу времени. Установление зависимости между напором и производительностью

$$H_n = f_1(\dot{V}_n)$$

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.

Различают потребляемую  $N$  и полезную  $N_0$  мощности насоса. Полный КПД насоса  $\eta_n$  определяется как отношение полезной мощности  $N_0$  к потребляемой.

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

С увеличением подачи  $\dot{V}_n$  потребляемая насосом мощность  $N$  непрерывно возрастает. При закрытой задвижке ( $\dot{V}_n = 0$ ) насос потребляет минимальную мощность, которая расходуется лишь на

преодоление трения в подшипниках и сальниках, а также на перемешивание жидкости рабочим колесом в корпусе насоса (мощность холостого хода). 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:

$$\frac{\dot{V}_1}{\dot{V}_2} = \frac{n_1}{n_2}; \quad \frac{H_1}{H_2} = \left( \frac{n_1}{n_2} \right)^2; \quad \frac{N_1}{N_2} = \left( \frac{n_1}{n_2} \right)^3. \quad (1)$$

В техническом паспорте насоса представлены зависимости напора  $H_n$ , мощности  $N$ , КПД  $\eta_n$  и кавитационного запаса  $\Delta H_k$  насоса от расхода  $\dot{V}_n$  при постоянном числе оборотов рабочего колеса насоса (рис. 2).

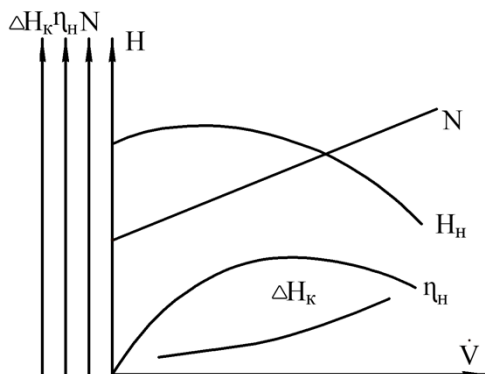


Рис. 2. Рабочие характеристики центробежного насоса при  $n = \text{const}$

Напор насоса  $H_n$  определяется как разность полных напоров жидкости на выходе из насоса и на входе в насос:

$$H_n = \left( \frac{p_{\text{нГ}}}{\rho g} + \frac{w_{\text{нГ}}^2}{2g} + z_{\text{нГ}} \right) - \left( \frac{p_{\text{вс}}}{\rho g} + \frac{w_{\text{вс}}^2}{2g} + z_{\text{вс}} \right), \quad (2)$$

где  $\rho$  – плотность жидкости;  $p_{\text{нГ}}$  – избыточное давление на выходе из насоса;  $p_{\text{вс}}$  – избыточное давление на входе в насос;  $w_{\text{нГ}}$  и  $w_{\text{вс}}$  – скорости на линии нагнетания и всасывания соответственно;  $z_{\text{нГ}}$  и  $z_{\text{вс}}$  – геометрические напоры линии нагнетания и всасывания соответственно.

Довольно часто  $d_{\text{нГ}} = d_{\text{вс}}$ , линия всасывания горизонтальная, тогда получим

$$H_{\text{н}} = \left( \frac{p_{\text{нГ}}}{\rho g} + z \right) - \frac{p_{\text{вс}}}{\rho g}, \quad (3)$$

где  $z$  – расстояние по высоте от оси насоса до начала линии нагнетания.

При выборе насоса необходимо учитывать характеристику сети, т. е. трубопровода и аппарата, через которые перекачивается жидкость. Гидравлическое сопротивление сети складывается из сопротивления по длине и местных сопротивлений.

При работе насоса на сеть выполняются условия  $H_{\text{н}} = H_{\text{с}}$ ,  $\dot{V}_{\text{н}} = \dot{V}_{\text{с}}$ . Этими параметрами характеризуется 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;
- 3) построение рабочих характеристик насоса при  $n = \text{const}$  по опытным и расчетным данным; 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 10 для измерения объема. Гидравлическая система замкнута, то есть насос всасывает воду из питательного бака 3 и подает ее в тот же бак. На пульте управления насосной установкой смонтированы манометр 9, мановакуумметр 8, амперметр 7, вольтметр 6.

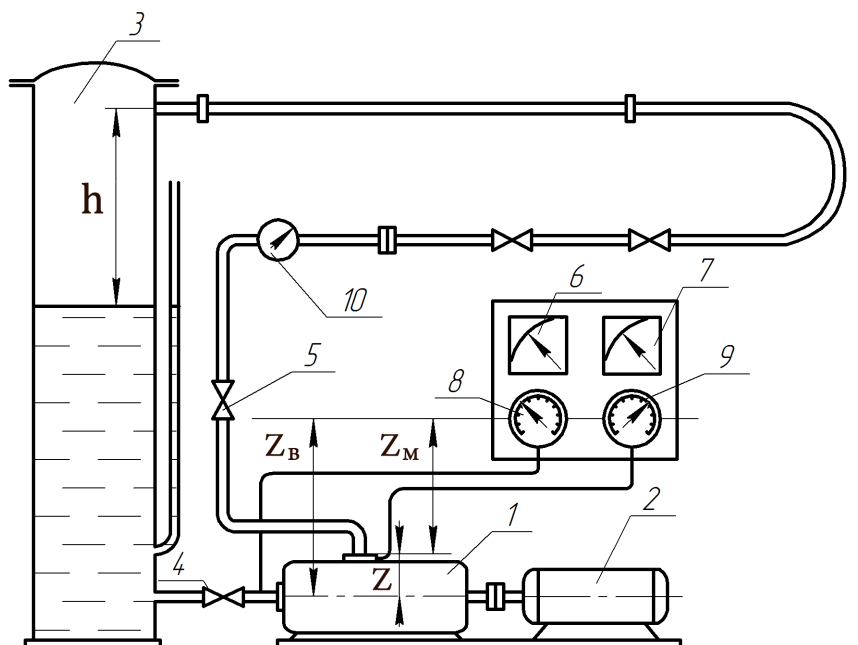


Рис. 3. Схема установки: 1 – насос; 2 – электродвигатель; 3 – бак; 4, 5 – задвижки; 6 – вольтметр; 7 – амперметр; 8 – мановакуумметр; 9 – манометр; 10 – счетчик

### 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 мин.

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) объем воды  $V$  (показание счетчика, прошедшей за время  $t$  (примерно 60-120 с);
- 2) показания манометра  $p_m$  и мановакуумметра  $p_v$ ;
- 3) напряжение  $U$  и силу тока  $I$  (показания вольтметра и амперметра).

### Обработка результатов опытов

Производительность насоса определяется по формуле

$$\dot{V}_H = \frac{V}{t}. \quad (4)$$

Определим напор насоса  $H_H$  по показаниям манометра  $p_m$  и мановакуумметра  $p_v$ . Как видно из рис. 3:

$$\frac{p_{\text{шт}}}{\rho g} = \frac{p_m}{\rho g} + z_m, \quad \frac{p_{\text{вс}}}{\rho g} = \frac{p_v}{\rho g} + z_v.$$

Тогда из уравнения (3) для напора  $H_H$  получим

$$H_H = \frac{p_m - p_v}{\rho g}. \quad (5)$$

Мощность, потребляемая насосом, определяется из зависимости

$$N = 3 \cdot U \cdot I \cdot \cos\varphi \cdot \eta_{\text{дв}}, \text{ Вт}, \quad (6)$$

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

Полный КПД насоса вычисляется по формуле

$$\eta_H = \frac{N_0}{N} = \frac{\rho g \dot{V}_H H_H}{N} \quad (7)$$

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 ( $\dot{V}_H$ ,  $H_H$ ,  $N$ ) должны быть пересчитаны по законам пропорциональности (1).



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

№ п/п	Измеренные величины						Вычисленные величины			
	$p_m,$ кгс/см <sup>2</sup>	$p_v,$ кгс/см <sup>2</sup>	$V,$ л	$t,$ с	$U,$ В	$I,$ А	$\dot{V}_H \cdot 10^3,$ м <sup>3</sup> /с	$H_H,$ м	$N,$ кВт	$\eta_H$

По данным расчетов строятся рабочие характеристики насоса при постоянном числе оборотов ( $n = 2890$  об/мин.)  
 $H_H = f_1(\dot{V}_H)$ ;  $N = f_2(\dot{V}_H)$ ;  $\eta = f_3(\dot{V}_H)$ . 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?
13. Какая характеристика центробежного насоса главная?

## ТЕМА 13

### РАБОТА ЦЕНТРОБЕЖНОГО НАСОСА НА СЕТЬ

Наиболее распространенными в промышленности являются центробежные насосы. Это объясняется простотой конструкции и удобством их эксплуатации.

На рис. 1 представлена схема центробежной насосной установки. В центробежном насосе 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 расширяющийся канал, окружающий колесо (спиральная камера). Одновременно на входе в рабочее колесо давление понижается (становится ниже атмосферного). Под действием образовавшегося перепада давлений (как правило, 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 кинетической 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 в основном преобразуется в энергию давления.

Центробежные насосы перед пуском необходимо заливать перекачиваемой рабочей жидкостью. Для того чтобы жидкость могла удерживаться в насосе, на нижнем конце всасывающей трубы, спускаемой в питательный бак или водоем, устанавливают приемный (обратный) клапан с сеткой-фильтром. Приемный 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  $\dot{V}$  в зависимости от сопротивления сети. Напор и производительность – это

основные параметры насоса. *Напор насоса  $H_n$*  – это приращение полной удельной механической энергии жидкости внутри насоса. *Объемная производительность насоса  $\dot{V}_n$*  – объем жидкости, перекачиваемый насосом в линию нагнетания за единицу времени.

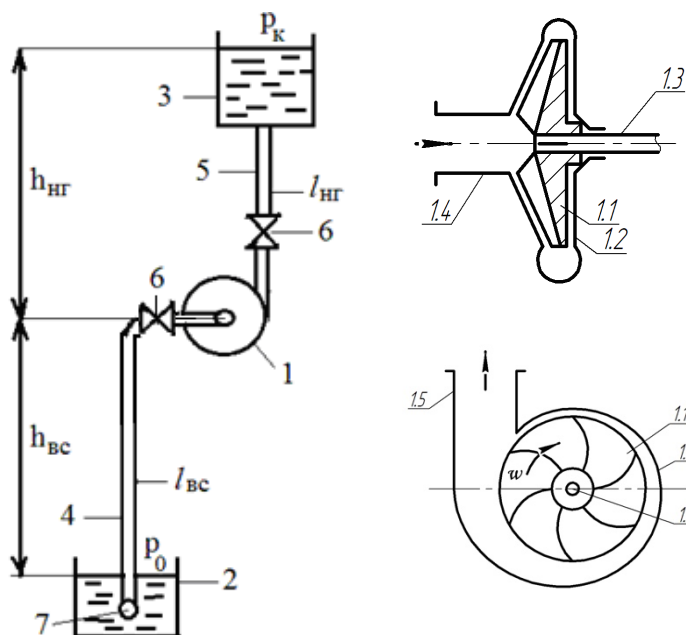


Рис. 1. Схема центробежной насосной установки:  
 1 – насос; 2 – питательный бак; 3 – напорный бак; 4 – линия всасывания;  
 5 – линия нагнетания; 6 – задвижки; 7 – обратный клапан  
 с сеткой-фильтром; 1.1 – рабочее колесо; 1.2 – корпус; 1.3 – вал;  
 1.4 – линия всасывания; 1.5 – линия нагнетания

Зависимость между напором и производительностью  $H_n = f_1(\dot{V}_n)$  при постоянном числе оборотов вала насоса устанавливается опытным путем и называется главной характеристикой насоса.

Различают потребляемую  $N$  и полезную  $N_0$  мощности насоса. Полный КПД насоса  $\eta_n$  определяется как отношение полезной мощности  $N_0$  к потребляемой.

Характеристики мощности  $N = f_2(\dot{V}_H)$  и полного КПД  $\eta_H = f_3(\dot{V}_H)$  также получают при испытании насоса.

С увеличением подачи  $\dot{V}_H$  потребляемая насосом мощность  $N$  непрерывно возрастает. При закрытой задвижке ( $\dot{V}_H = 0$ ) насос потребляет минимальную мощность, которая расходуется лишь на преодоление трения в подшипниках и сальниках, а также на перемешивание жидкости рабочим колесом в корпусе насоса (мощность холостого хода). 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:

$$\frac{\dot{V}_1}{\dot{V}_2} = \frac{n_1}{n_2}; \quad \frac{H_1}{H_2} = \left( \frac{n_1}{n_2} \right)^2; \quad \frac{N_1}{N_2} = \left( \frac{n_1}{n_2} \right)^3. \quad (1)$$

Напор насоса  $H_H$  определяется как разность полных напоров жидкости на выходе из насоса и на входе в насос:

$$H_H = \left( \frac{p_{HG}}{\rho g} + \frac{w_{HG}^2}{2g} + z_{HG} \right) - \left( \frac{p_{BC}}{\rho g} + \frac{w_{BC}^2}{2g} + z_{BC} \right), \quad (2)$$

где  $\rho$  – плотность жидкости;  $p_{HG}$  – избыточное давление на выходе из насоса;  $p_{BC}$  – избыточное давление (вакуум) на входе в насос;  $w_{HG}$  и  $w_{BC}$  – скорости на линии нагнетания и всасывания соответственно;  $z_{HG}$  и  $z_{BC}$  – геометрические напоры начала линии нагнетания и конца линии всасывания соответственно.

Довольно часто  $d_{HG} = d_{BC}$ , линия всасывания горизонтальная, тогда получим

$$H_H = \left( \frac{p_{HG}}{\rho g} + z \right) - \frac{p_{BC}}{\rho g}, \quad (3)$$

где  $z$  – расстояние по высоте от оси насоса до начала линии нагнетания.

В техническом паспорте насоса представлены зависимости напора  $H_H$ , мощности  $N$ , КПД  $\eta_H$  и кавитационного запаса  $\Delta H_K$  насоса

от расхода  $\dot{V}_H$  при постоянном числе оборотов рабочего колеса насоса (рис. 2).

Насос обеспечивает работу системы трубопроводов (сети). Любой режим работы центробежного насоса определяется величиной всех сопротивлений системы, на которую он работает при соответствующем расходе жидкости через нее. Один и тот же насос при одном и том же числе оборотов в зависимости от сопротивления сети может перекачивать различное количество жидкости. Следовательно, напор насоса зависят не только от характеристики насоса, но и от характеристики сети, на которую он работает. Установившийся режим работы системы насос – сеть будет в том случае, если создаваемый напор насоса  $H_H$  и подача  $\dot{V}_H$  будут соответственно равны потребному напору системы (сети)  $H_C$  и расходу через нее  $\dot{V}_C$ , т.е.  $H_H = H_C$ ,  $\dot{V}_H = \dot{V}_C$ . Режим, определяемый последними равенствами, называется рабочим режимом, а точка, соответствующая этим параметрам, называется *рабочей точкой*.

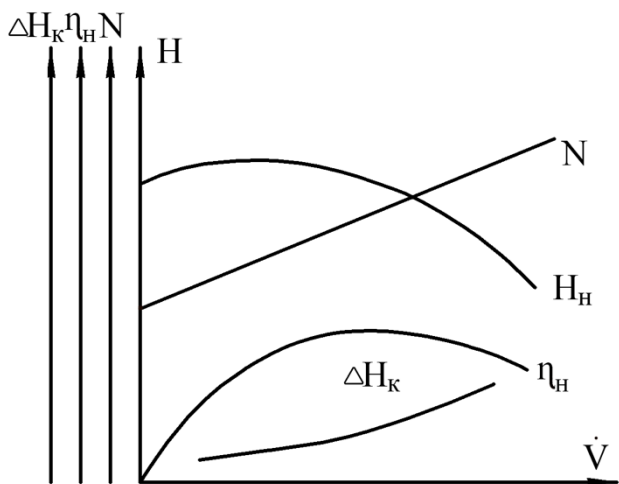


Рис. 2. Рабочие характеристики центробежного насоса при  $n = \text{const}$

Определим характеристику сети. Аналитическое выражение характеристики сети может быть получено из уравнения, которым определяется потребный напор для сети  $H_C$ :

$$H_C = \frac{p_K - p_0}{\rho g} + h_{вс} + h_{нг} + \Delta h_{вс} + \Delta h_{нг}, \quad (4)$$

где  $p_k$  и  $p_o$  – давления на свободных поверхностях напорного и питающего баков;  $h_{вс}$  – высота всасывания;  $h_{нг}$  – высота нагнетания;  $\Delta h_{вс}$  – суммарные (по длине и местные) потери напора линии всасывания;  $\Delta h_{нг}$  – суммарные потери линии нагнетания.

В номинальном режиме эксплуатации насосной установки давления  $p_k$  и  $p_o$  и высоты  $h_{вс}$  и  $h_{нг}$  не меняются. Поэтому обозначим:

$$\frac{p_k - p_o}{\rho g} + h_{вс} + h_{нг} = H_{ст}.$$

Потери напора по длине могут быть определены по формуле Дарси–Вейсбаха:

$$\Delta h_\ell = \lambda \frac{\ell}{d} \frac{\bar{w}^2}{2g},$$

а местные сопротивления – по формуле

$$\Delta h_m = \xi \frac{\bar{w}^2}{\rho g}.$$

Для случая, когда  $d_{вс} = d_{нг}$ , получим

$$\Delta h_{вс} + \Delta h_{нг} = \frac{8\dot{V}_c^2}{2\pi^2 d^4} \left( \lambda \frac{\ell}{d} + \sum \xi_i \right) \quad (5.a)$$

или

$$\Delta h_{вс} + \Delta h_{нг} = B \dot{V}_c^2. \quad (5.б)$$

Следовательно, уравнение (4) приобретает вид

$$H_c = H_{ст} + B \dot{V}_c^2, \quad (6)$$

где

$$B = \frac{4}{\pi^2 d^4} \left( \lambda \frac{\ell}{d} + \sum \xi_i \right). \quad (6a)$$

Уравнение (6) и есть характеристика сети. Первое слагаемое в уравнении (6) называют статическим напором, а второе – динамическим. Задачу совместной работы насоса и сети (нахождение рабочей точки) можно решить двумя способами – аналитическим или графическим.

*Аналитический способ.* Главную характеристику насоса  $H_n - \dot{V}_n$  из его технического паспорта опишем уравнением

$$H_n = \varphi(\dot{V}_n) \quad (7)$$

Как уже было указано, для рабочей точки  $\mathbf{H}_н = \mathbf{H}_с$ ,  $\dot{V}_н = \dot{V}_с$ . Тогда совместное решение уравнений (6) и (7) позволяет найти общие  $\mathbf{H}_р$  и  $\dot{V}_р$  для насоса и сети.

*Графический способ.* Характеристика сети – уравнение (6) – на графике изображается параболой (линией второго порядка) с начальными параметрами  $\mathbf{H}_{ст}$ . Представим уравнение (6) в виде графика и совместим его с характеристикой насоса на общем графике в координатах  $\mathbf{H} - \dot{V}$ . Точка пересечения двух кривых А является *рабочей точкой* насосной установки (рис. 3).

Изменение положения точки А можно осуществить, меняя:

- значение  $\mathbf{H}_{ст}$ ;
- значение  $\Delta h_{нг}$ ;
- характеристику насоса.

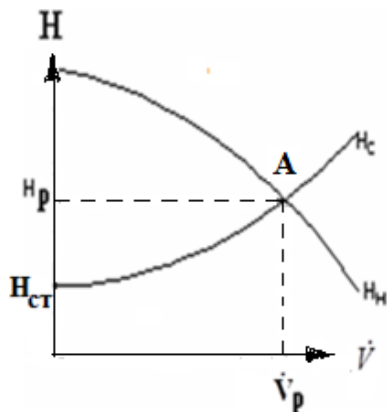


Рис. 3. Схема совместной работы насоса и сети

Крутизна характеристики сети зависит от суммарной величины коэффициентов сопротивлений  $\lambda$  и  $\xi$ . Чаще всего изменение положения точки А (например, изменение подачи) осуществляется при помощи задвижки б на линии нагнетания. Закрывая задвижку, увеличивая сопротивление сети, уменьшаем подачу, открывая – наоборот, увеличиваем.

Необходимое требование эксплуатации насоса: рабочая точка А должна находиться в зоне максимального КПД насоса  $\eta_n$ . В случае невозможности выполнения этого требования можно выбрать другой

размер рабочего колеса, изменить число оборотов вала насоса или данный насос заменить на другой.

В данной лабораторной работе студентам предлагается определить экспериментальную и расчетную рабочие точки для существующей насосной установки, определив характеристики насоса экспериментально. Рабочая точка определяется графическим способом.

### **Цель работы:**

- 1) ознакомление с конструкцией и принципом действия центробежного насоса, его основными характеристиками;
- 2) построение по опытным данным рабочих характеристик насоса  $H_n = f_1(\dot{V}_n)$ ,  $N_n = f(\dot{V}_n)$  и  $\eta_n = f_2(\dot{V}_n)$  при  $n = \text{const}$ ;
- 3) определение характеристики сети расчетным путем;
- 4) построение характеристики сети и определение рабочей точки насоса и сети;
- 5) сравнение рабочих точек, полученных опытным и экспериментальным путями;
- 6) выбор экономически наиболее целесообразного режима работы насосной установки.

### **Описание установки**

Центробежный насос 1 (рис. 4) 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 10 для измерения объема перекачиваемой жидкости. Гидравлическая система замкнута, то есть насос всасывает воду из питательного бака 3 и подает ее в тот же бак. На пульте управления насосной установкой смонтированы манометр 9, мановакуумметр 8, амперметр 7, вольтметр 6.



## Порядок проведения работы

Измеряют расстояние  $h$  от входа жидкости в бак до свободной поверхности жидкости в нем (рис. 4). Перед включением электродвигателя насоса необходимо открыть задвижку на всасывающей линии. После этого, проверив наличие воды в питательном баке, включают насос при закрытой задвижке на линии нагнетания. Первое наблюдение проводится при полностью закрытой задвижке на нагнетательной линии. Во избежание нагрева воды работа насоса при закрытой задвижке не должна продолжаться более 5 мин.

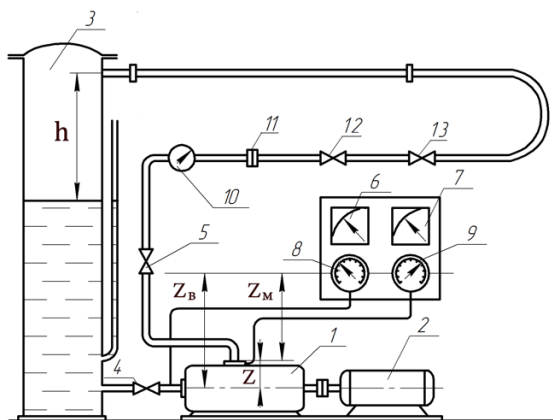


Рис. 4. Схема установки: 1 – насос; 2 – электродвигатель; 3 – бак; 4, 5 – задвижки; 6 – вольтметр; 7 – амперметр; 8 – мановакуумметр; 9 – манометр; 10 – счетчик; 11 – диафрагма; 12 – открытый вентиль; 13 – наполовину открытая задвижка

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) объем воды  $V$  (от 100 до 300 л, фиксируемых с помощью счетчика 10) и время  $t$ , за которое данный объем перекачивается;
- 2) показания манометра  $p_m$  и мановакуумметра  $p_v$ ;
- 3) напряжение  $U$  и силу тока  $I$  (показания вольтметра и амперметра).

## Обработка результатов опытов

Производительность насоса определяется по формуле.

Определим напор насоса  $H_n$  по показаниям манометра  $p_m$  и мановакуумметра  $p_v$ . Как видно из рис. 3:

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

$$\frac{p_{нг}}{\rho g} = \frac{p_m}{\rho g} + z_m, \quad \frac{p_{вс}}{\rho g} = \frac{p_v}{\rho g} + z_v.$$

Тогда из уравнения (3) для напора  $H_n$ , получим

$$H_n = \frac{p_m - p_v}{\rho g}$$

Мощность, потребляемая насосом, определяется из зависимости (Вт)

$$N = 3 \cdot U \cdot I \cdot \cos\varphi \cdot \eta_{дв},$$

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

$$\eta_n = \frac{N_0}{N} = \frac{\rho g \dot{V}_n H_n}{N}$$

Потребный напор сети  $H_c$  найдем по уравнению (4). Так как в наших условиях  $p_k = p_0$ ,  $h_{вс} + h_{нг} = h$  и  $H_{ст} = h$ , то в результате имеем

$$H_c = h + \Delta h_{вс} + \Delta h_{нг}, \text{ м.} \quad (8)$$

Гидравлическое сопротивление сети  $\Delta h_{вс} + \Delta h_{нг}$  определяется расчетным путем по формуле (5а). Расчетное значение коэффициента  $B_p$  находится по формуле (6а). Экспериментальное значение коэффициента  $B$ , можно определить по формуле

$$B = \frac{H_n - h}{\dot{V}_n^2}. \quad (13)$$

### Исходные данные для расчета характеристики сети:

Длина трубопровода  $\ell = 16$  м, внутренний диаметр трубы  $d = 54$  мм, коэффициент гидравлического трения ( $\lambda$ ) примем равным 0,03. Коэффициенты местных сопротивлений: вход в трубу  $\xi_{вх} = 0,5$ ; выход из трубы  $\xi_{вых} = 1,0$ ;  $m$  поворотов на  $90^\circ$  (стандартный угольник)  $\xi_{вр} = 1,10$ ; счетчик  $\xi_{вод} = 3$ ; диафрагма  $\xi_d = 8$ ; полностью открытый

вентиль  $\xi_{\text{вен}} = 10,2$ ; полностью открытая задвижка  $\xi_{\text{зад}} = 0,15$ , наполовину открытая задвижка  $\xi_{\text{зад}} = 5,3$ . Коэффициент сопротивления регулируемой задвижки  $\xi_{\text{рег}}$  определяется из графика, расположенного на установке.

Все величины, измеренные в процессе испытания заносятся в таблицу 1.

Рассчитываются рабочие характеристики насоса  $H_n = f_1(\dot{V}_n)$ ,  $N_n = f(\dot{V}_n)$ ,  $\eta_n = f_2(\dot{V}_n)$ . Каждым студентом по заданию преподавателя для одного опыта с расходом  $\dot{V}_n$ , находятся  $B_p$  (6а) и  $B_\Sigma$  (13), а затем по формуле (6) определяются расчетная и опытная характеристики сети соответственно для всех полученных расходов.

Вычисленные по всем опытам значения заносятся в табл. 2. Строятся графики характеристик насоса и сети (расчетная и опытная). На графике следует указать область оптимальных параметров насоса.

Таблица 1

№ п/п	Измеренные величины						
	$p_m$ , кгс/см <sup>2</sup>	$p_v$ , кгс/см <sup>2</sup>	$V$ , л	$t$ , с	$U$ , В	$J$ , А	$\xi_{\text{рег}}$
1							
...							
8							

Таблица 2

№ п/п	Вычисленные величины					
	$\dot{V}_n$ , м <sup>3</sup> /с	$H_n$ , м	$N_n$ , кВт	$\eta_n$	$H_c^p$ , м	$H_c^3$ , м
1						
...						
8						

## 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 называют 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 и остановки центробежного насоса?
13. Какая характеристика центробежного насоса главная?
14. Что такое гидравлическая сеть?
15. Что такое статический напор для сети?
16. Что характеризует динамический напор в характеристике сети?
17. Чем объясняется параболическая форма кривой динамического напора?
18. Как изменить крутизну характеристики сети?
19. Какие существуют способы определения рабочей точки?

## ТЕМА 14

### ПОСЛЕДОВАТЕЛЬНАЯ И ПАРАЛЛЕЛЬНАЯ РАБОТА ЦЕНТРОБЕЖНЫХ НАСОСОВ НА СЕТЬ

Выбор насоса обычно производится на основе определенного сочетания необходимых параметров (подачи, напора и частоты вращения). Однако на практике насос может работать и при режимах, отличных от расчетных. Так, прикрывая задвижку, установленную на напорном трубопроводе насоса, уменьшают его производительность. При этом также изменяется и напор, развиваемый насосом. Поэтому для правильной эксплуатации насоса необходимо знать, как изменяются основные технические параметры его работы при изменении подачи, т.е. *характеристику насоса*,

под которой понимают зависимость напора, мощности и КПД от подачи насоса при постоянной частоте вращения рабочего колеса, вязкости и плотности жидкости. Характеристика зависит от типа насоса, его конструкции и соотношения размеров его основных узлов и деталей, и приводится в виде графических зависимостей в паспорте насоса (рис. 1).

В ряде случаев может возникнуть необходимость изменения рабочей характеристики насоса, в этом случае применяют последовательное или параллельное соединение нескольких насосов.

Последовательное соединение насосов обычно применяется для увеличения напора в тех случаях, когда один насос не может создать требуемый напор. При этом подача насосов изменяется незначительно, а общий напор теоретически равен сумме напоров обоих насосов, взятых при одной и той же подаче. Следовательно, теоретическая

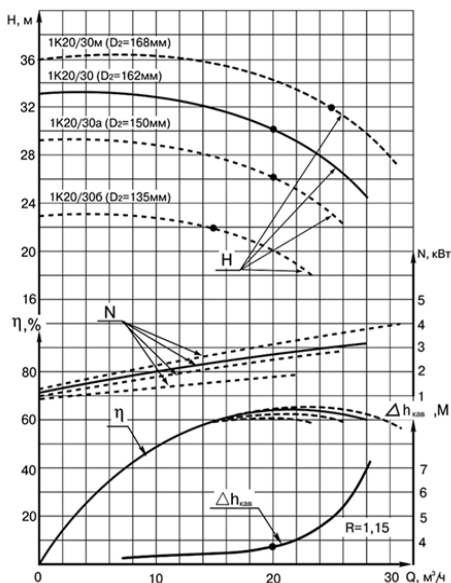


Рис. 1. Характеристика насоса K 20/30

суммарная характеристика насосов 1+2 (рис. 2) получается сложением ординат напорных характеристик (1 и 2) обоих насосов (в случае одинаковых насосов ординаты надо удваивать).

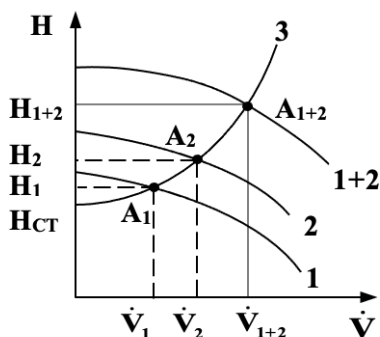


Рис. 2. Последовательная работа двух центробежных насосов на сеть

Пересечение теоретической суммарной характеристики насосов с характеристикой сети 3 дает рабочую точку  $A_{1+2}$ , которая определяет подачу  $\dot{V}_{1+2}$  и суммарный напор  $H_{1+2}$  обоих насосов. Видно, что при последовательном соединении насосов  $H_{1+2} < (H_1 + H_2)$ , а  $\dot{V}_{1+2} > \dot{V}_1, \dot{V}_2$  (на рис. 1  $A_1$  и  $A_2$  – рабочие точки, которые получаются при включении отдельных насосов 1 и 2).

Параллельное соединение насосов обычно применяют для увеличения подачи. При параллельном соединении насосов (рис. 3) напор их изменится мало. Для получения теоретической суммарной характеристики двух насосов следует сложить абсциссы точек кривых  $H = f(\dot{V})$  обоих насосов, взятых при той же ординате. Иными словами, нужно сложить кривые напоров по горизонтали (в случае одинаковых насосов абсциссы надо удваивать).

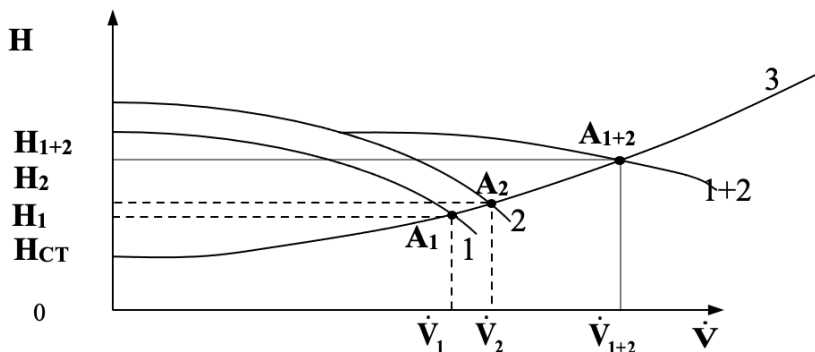


Рис. 3. Параллельная работа двух центробежных насосов на сеть

Пересечение суммарной характеристики 1+2 с характеристикой сети 3 дает рабочую точку  $A_{1+2}$ . Абсцисса точки  $A_{1+2}$  равна суммарной подаче обоих насосов  $\dot{V}_{1+2}$ , ордината – напору  $H_{1+2}$ . Видно, что при параллельном соединении насосов  $\dot{V}_{1+2} < (\dot{V}_1 + \dot{V}_2)$ , а  $H_{1+2} > H_1, H_2$ , (на рис. 2  $A_1$  и  $A_2$  – рабочие точки, которые получаются при включении отдельных насосов 1 и 2).

При достаточно большой высоте всасывания или сопротивлении подводящего трубопровода давление у входа в рабочее колесо насоса становится настолько малым, что жидкость может закипеть – возникает кавитация. *Кавитацией* называется нарушение сплошности потока жидкости, обусловленное появлением в ней пузырьков или полостей, заполненных паром. Кавитация нарушает нормальную работу насосной установки и приводит к следующим явлениям:

- уменьшению подачи, напора и КПД насоса, причем чем ниже давление на линии всасывания, тем более интенсивно будет происходить парообразование, и тем ниже будет значение напора насоса;

- эрозионному износу элементов насоса (рабочего колеса, улитки, вала и т. д.) за счет механического разрушения материалов насоса, вызванного перепадами давления при схлопывании пузырьков и полостей обусловленным резким повышением давления внутри насоса;

- шуму и вибрации установки, являющимися следствием колебаний жидкости, которые вызваны замыканием полостей, заполненных паром.

Для того чтобы исключить возникновение кавитационных явлений, вводят *кавитационный запас*  $\Delta h_{\text{кав}}$ , обусловленный возможными кратковременными изменениями характеристик потока (температуры, давления, расхода). Для определения кавитационного запаса производят кавитационные испытания насоса, в результате которых для каждого режима работы насоса получают *кавитационную характеристику*. Она представляет собой зависимость кавитационного запаса от подачи при постоянной частоте вращения рабочего колеса  $\Delta h_{\text{кав}} = f(\dot{V})$  (см. рис. 1).

### **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  $H = f(\dot{V})$  для одного насоса (см. тему 12);

3) построение характеристики сети и определение рабочих точек при последовательном и параллельном соединении насосов;

4) экспериментальное определение влияния кавитации на рабочую характеристику насосов  $H = f(\dot{V})$ .

### Описание установки

Установка для снятия напорных характеристик насосов состоит (см. тему 8, рис. 2) из питательного бака 1, двух одинаковых центробежных насосов 2 и 3 марки К 20/30, трубопроводов и необходимых запорных устройств. Свободная поверхность воды в баке 1 выше уровня насоса, поэтому насосы не требуют предварительной заливки. На нагнетательном трубопроводе установлен вентиль В<sub>3</sub> для регулирования производительности насосов и счетчик для измерения расхода воды. Гидравлическая система замкнута, т. е. насосы всасывают воду из бака 1 и подают ее в тот же бак.

### Порядок проведения работы

Сначала проводят испытания одного насоса. Открывают вентили В<sub>1</sub>, В<sub>2</sub> и В<sub>5</sub>, остальные вентили должны быть закрыты. Проверив наличие воды в питательном баке и измерив величину  $h$ , включают насос 3. Первое измерение проводится при полностью закрытом вентиле В<sub>3</sub> на нагнетательной линии. Во избежание нагрева воды работа насосов при закрытом вентиле В<sub>3</sub> не должна продолжаться более 5 мин. Последующие измерения осуществляются при постепенном открытии вентиля В<sub>3</sub> для каждого нового режима работы (не менее 4–5 опытов). Последнее измерение проводят при полностью открытом вентиле.

Для каждого режима измеряют следующие величины: 1) объем воды  $V$  (показания счетчика воды  $V$ ), прошедшей за время  $t$  (примерно 60–120 с); 2) избыточное давление в нагнетательной линии после насосов  $p_m$  (показания манометра М<sub>1</sub>) и избыточное давление во всасывающей линии  $p_v$  (показания мановакуумметра МВ).



При параллельном соединении насосов вентили В<sub>1</sub>, В<sub>4</sub>, В<sub>5</sub>, В<sub>9</sub> и В<sub>2</sub> необходимо открыть, а остальные (В<sub>3</sub>, В<sub>6</sub>, В<sub>7</sub>, В<sub>8</sub>) закрыть. Методика проведения испытаний такая же, как и для одного насоса.

При последовательном соединении вентили В<sub>1</sub>, В<sub>4</sub>, В<sub>6</sub> и В<sub>2</sub> необходимо открыть, а остальные (В<sub>3</sub>, В<sub>5</sub>, В<sub>7</sub>, В<sub>8</sub> и В<sub>9</sub>) закрыть. Избыточное давление во всасывающей линии  $p_{вн}$  в этом случае измеряется с помощью мановакуумметра МВ<sub>н</sub>.

### Обработка результатов опытов

Подача рассчитывается по формуле

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

Напор, развиваемый одиночным и параллельно включенными насосами, находится следующим образом:

$$H = \frac{p_M - p_B}{\rho g}, \quad (2)$$

где  $p_M$  – показания манометра М<sub>1</sub>;  $p_B$  – показания мановакуумметра МВ.

Для последовательно включенных насосов напор определяется по формуле

$$H = \frac{p_M - p_{вн}}{\rho g} + Z_M, \quad (3)$$

где  $p_{вн}$  – показания нижнего мановакуумметра МВ<sub>н</sub>,  $Z_M$  – расстояние по вертикали от точки присоединения манометра до точки присоединения нижнего мановакуумметра МВ<sub>н</sub> ( $Z_M = 0,8$  м).

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

$$H_C = H_{ст} + \sum \Delta h_i = H_{ст} + \left( \lambda_r \frac{\ell}{d} + \sum \zeta_i \right) \frac{\bar{w}^2}{2g}, \quad (4)$$

где  $H_{ст}$  – статический напор;  $\ell = 12$  м и  $d = 0,05$  м – общая длина и внутренний диаметр трубопровода;  $\lambda_r = 0,03$  – коэффициент гидравлического трения;  $\sum \zeta_i$  – суммарный коэффициент местных сопротивлений сети;  $\bar{w}$  – средняя скорость движения воды в трубопроводе.

В нашем случае  $H_{\text{ст}} = h$  – 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 (4) можно представить в виде

$$H_c = h + \left( \lambda_r \frac{\ell}{d} + \sum \zeta_i \right) \frac{8 \dot{V}^2}{\pi^2 d^4 g}. \quad (5)$$

Уравнение (5) используется для построения характеристики сети.

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

$h =$  м

№ опыта	Измеренные величины				Вычисленные величины		
	$p_m$ , кгс/см <sup>2</sup>	$p_v$ , кгс/см <sup>2</sup>	$V$ , м <sup>3</sup>	$t$ , с	$\dot{V} \cdot 10^3$ , м <sup>3</sup> /с	$H$ , м	$H_c$ , м
один насос							
последовательное соединение насосов							
параллельное соединение насосов							

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 (5) для одного случая до возникновения кавитации, при этом суммарный коэффициент сопротивления принимается как  $\sum \zeta_i = 450$  (рабочая точка для случая работы одного насоса соответствует расходу  $2,1 \cdot 10^{-3}$  м<sup>3</sup>/с), 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?
7. С чем связано резкое падение напора на последней четверти рабочей характеристики? К чему это приводит?
8. Что такое кавитационный запас и кавитационная характеристика?

## ТЕМА 15

### ИЗУЧЕНИЕ ТЕПЛООБМЕНА В ТЕПЛООБМЕННИКЕ ТИПА «ТРУБА В ТРУБЕ» С ПРОТОЧНЫМ ВОДОНАГРЕВАТЕЛЕМ

*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, имеющим 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 как

$$\dot{Q} = K \cdot F \cdot (\overline{T_r - T_x}) = K \cdot F \cdot \Delta T_{cp}, \quad (1)$$

$$\dot{Q} = \alpha_r \cdot F \cdot (\overline{T_r - T_r^{tp}}) = \alpha_x \cdot F \cdot (\overline{T_x^{tp} - T_x}), \quad (2)$$

где  $\dot{Q}$  – *тепловая нагрузка* (количество тепла, передаваемое через границу раздела фаз за единицу времени);  $F$  – поверхность теплопередачи;  $\Delta T_{cp} = \overline{T_r - T_x}$  – средняя по поверхности  $F$  разность температур горячего  $T_r$  и холодного  $T_x$  теплоносителей (*движущая сила процесса теплопередачи*);  $T_r^{tp} - T$  – средняя по поверхности  $F$  разность температур теплоносителя в непосредственной близости от границы раздела фаз  $T_r^{tp}$ ,  $T_x^{tp}$  и в ядре фазы  $T_r$ ,  $T_x$  (*движущая сила процесса теплоотдачи*);  $K$  – *коэффициент теплопередачи* (количество тепла, переносимое от одного теплоносителя к другому за единицу времени через единицу поверхности в расчете на единицу движущей силы);  $\alpha_r$ ,  $\alpha_x$  – *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

$$\dot{Q} = \dot{Q}_r = \dot{Q}_x, \quad (3)$$

$$\dot{Q}_r = \dot{V}_r \cdot \rho_r \cdot c_r \cdot (T_{rn} - T_{rk}), \quad (4)$$

$$\dot{Q}_x = \dot{V}_x \cdot \rho_x \cdot c_x \cdot (T_{xn} - T_{xk}), \quad (5)$$

где  $\dot{V}_r, \dot{V}_x$  – объемные расходы;  $\rho_r, \rho_x$  – плотности;  $c_r, c_x$  – удельные теплоемкости;  $T_{rn}, T_{xn}$  – начальные температуры;  $T_{rk}, T_{xk}$  – конечные температуры горячего и холодного теплоносителей, соответственно.

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.

$$\Delta T_{cp} = \frac{\Delta T_6 - \Delta T_m}{\ln \frac{\Delta T_6}{\Delta T_m}}, \quad (6)$$

$$\Delta T_6 = T_{rn} - T_{xn}, \quad (7)$$

$$\Delta T_m = T_{rk} - T_{xk}. \quad (8)$$

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  $K_p$  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:

$$K_p = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_r} + \sum r_{ст} + \frac{1}{\alpha_x}}, \quad (9)$$

$$\sum r_{\text{ст}} = \frac{\delta}{\lambda} + r_{\text{зг}} + r_{\text{зх}}, \quad (10)$$

где  $\delta$ ,  $\lambda$  – толщина и коэффициент теплопроводности стенки;  $r_{\text{зг}}$ ,  $r_{\text{зх}}$  – термические сопротивления загрязнений со стороны горячего и холодного теплоносителей, соответственно.

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. 1). Каждая секция представляет собой конструкцию из двух соосных круглых труб разного диаметра. Один из теплоносителей (в нашем случае – горячий) движется по внутренней трубе, а другой (холодный) – по кольцевому пространству между трубами. Внутренняя труба с наружным диаметром  $d_n$ , называемая *теплообменной 1*, соединяется с другой секцией калачом 2. Внешняя труба с наружным диаметром  $D_n$  называется *кожуховой 3*. Кольцевые пространства секций соединяются с помощью штуцеров.

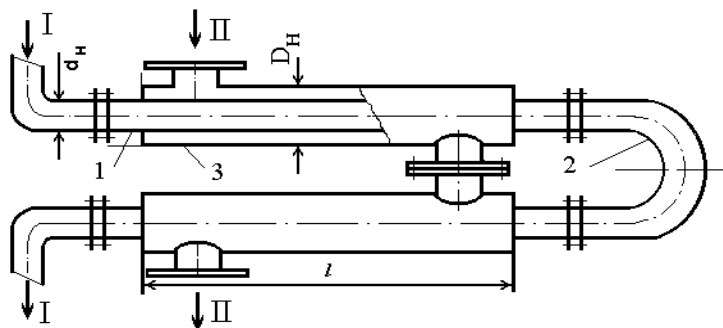


Рис. 1. Теплообменник типа «труба в трубе»: 1 – теплообменная труба; 2 – калач; 3 – кожуховая труба; I, II – входы и выходы теплоносителей

Теплопередача между теплоносителями происходит через стенку внутренней (теплообменной) трубы на участке контакта теплоносителей длиной  $\ell$  для каждой из секций. Судить о характере изотермического движения жидкости в канале можно по величине критерия Рейнольдса:

$$Re = \frac{\bar{w} \cdot d_3 \cdot \rho}{\mu}, \quad (11)$$

$$d_3 = \frac{4S}{\Pi_c}, \quad (12)$$

где  $\bar{w}$  – средняя по сечению канала скорость жидкости;  $\rho$ ,  $\mu$  – плотность и динамический коэффициент вязкости жидкости;  $S$ ,  $d_3$ ,  $\Pi_c$  – площадь поперечного сечения, эквивалентный диаметр и смоченный периметр канала.

При  $Re < 2300$  в каналах круглого и кольцевого сечения наблюдается ламинарный режим течения, при  $2300 < Re < 10^4$  – переходный, при  $Re > 10^4$  – развитый турбулентный. При неізотермическом 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. 2).

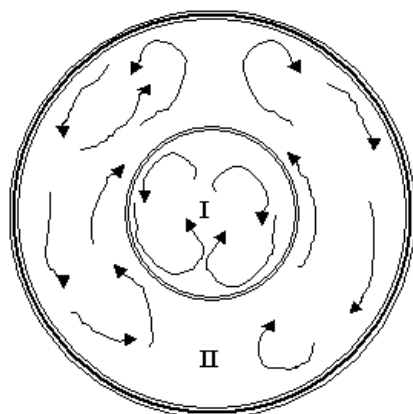


Рис. 2. Направления циркуляционных токов в горизонтальном теплообменнике типа «труба в трубе» при  $T_I > T_{II}$

Заметное влияние на теплоотдачу естественная конвекция начинает оказывать при  $(Gr \cdot Pr) > 8 \cdot 10^5$ :

$$Gr = g \cdot d_s^3 \cdot \beta_p \cdot \rho^2 \cdot \Delta T / \mu^2, \quad (13)$$

$$Pr = \mu \cdot c / \lambda, \quad (14)$$

где  $Gr$  и  $Pr$  – критерии Грасгофа и Прандтля соответствующего теплоносителя,  $g$  – ускорение свободного падения,  $\beta_p$  – коэффициент объемного расширения,  $\Delta T$  – движущая сила теплоотдачи.

Наименьшие коэффициенты теплоотдачи наблюдаются при ламинарном режиме движения в каналах при отсутствии влияния естественной конвекции, т.к. перенос тепла в направлении, перпендикулярном поверхности теплопередачи, осуществляется лишь за счет молекулярного механизма. Возникновение конвективных токов (см. рис. 2) вызывает дополнительный перенос тепла за счет конвективного механизма и, следовательно, увеличение 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  $\bar{T}_x^{rp}$ ,  $\bar{T}_r^{rp}$  теплоносителей (рис. 3), входящих в критериальное уравнение и учитывающих изменение теплотфизических свойств теплоносителя от ядра до границы раздела фаз. Определить их, а также коэффициенты теплоотдачи можно из решения системы пяти уравнений:

$$\dot{Q} = \alpha_r \cdot F \cdot (\bar{T}_r - \bar{T}_r^{rp}), \quad (15)$$

$$\dot{Q} = \alpha_x \cdot F \cdot (\bar{T}_x^{rp} - \bar{T}_x), \quad (16)$$

$$\dot{Q} = F(\bar{T}_r^{rp} - \bar{T}_x^{rp}) / \sum r_{ст}, \quad (17)$$

$$\alpha_r = \alpha_r(\pi_i(T_{r0}, \bar{T}_r^{rp}), \ell_i^*), \quad (18)$$

$$\alpha_x = \alpha_x(\pi_j(T_{x0}, \bar{T}_x^{rp}), \ell_j^*), \quad (19)$$

где  $\bar{T}_r$ ,  $\bar{T}_x$  – средние температуры горячего и холодного теплоносителей;  $\pi_i$ ,  $\pi_j$ ,  $\ell_i^*$ ,  $\ell_j^*$  – критерии и симплексы геометрического подобия;



$T_{г0}$ ,  $T_{х0}$  – определяющие температуры, при которых рассчитываются соответствующие критерии (в качестве таких температур обычно используются средние температуры теплоносителей или величины, средние между ними и граничными температурами).

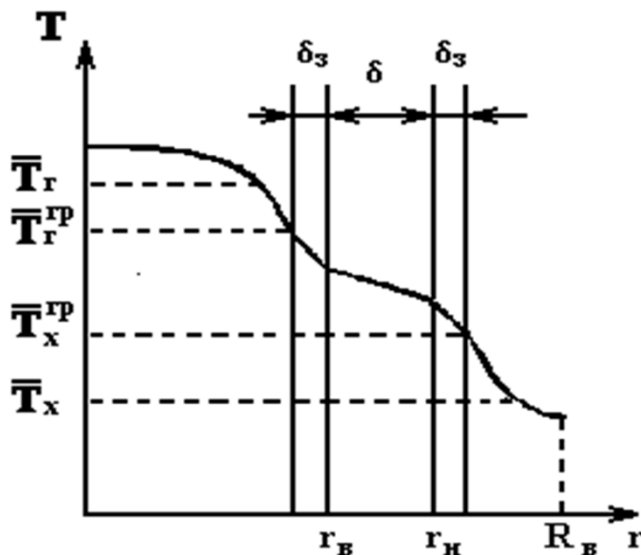


Рис. 3. Изменение температуры в процессе теплопередачи через стенку теплообменной трубы толщиной  $\delta$  при наличии загрязнений толщиной  $\delta_з$ :

$r_в$ ,  $r_н$  – внутренний и наружный радиусы теплообменной трубы;

$R_в$  – внутренний радиус кожуховой трубы

Поскольку уравнения (18), (19) для определения коэффициентов теплоотдачи, как правило, являются нелинейными, получить аналитическое решение системы уравнений (15) – (19) не удастся. Решение может проводиться численными методами на компьютере. В результате решения находятся следующие неизвестные величины:  $\bar{T}_х^{гр}$ ,  $\bar{T}_г^{гр}$ ,  $\alpha_x$ ,  $\alpha_r$ ,  $\dot{Q}$ .

### 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 расхода холодного теплоносителя 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. 4.

В теплообменнике предусматривается прямоточное движение теплоносителей. На входе в аппарат и на выходе из него установлены температурные датчики, соединенные с цифровыми приборами, размещенными на панели стенда, показывающими температуры горячей начальной ( $T_{гн}$ ), холодной начальной ( $T_{хн}$ ), горячей конечной ( $T_{гк}$ ), холодной конечной ( $T_{хк}$ ) воды. Измерение объемных расходов холодной ( $\dot{V}_x$ ) и горячей ( $\dot{V}_г$ ) воды производится с помощью ротаметров, а регулировка расходов – с помощью вентилях **ВР1** и **ВР2**.

Длина наружной (кожуховой) стальной трубы каждой из секций  $\ell = 1,44$  м, ее наружный диаметр  $D_{\text{н}} = 38$  мм, толщина стенки 2 мм ( $\varnothing 38 \times 2$ ), следовательно, ее внутренний диаметр  $D_{\text{в}} = 38 - 2 \times 2 = 34$  мм. Внутренняя (теплообменная) труба изготовлена из латуни ( $\varnothing 18 \times 1$ ). Площадь поверхности теплопередачи теплообменника  $F = 0,154 \text{ м}^2$ .

В установке предусмотрены различные источники горячей воды: центральное горячее водоснабжение, проточный водонагреватель, через который может пропускаться как холодная водопроводная, 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.

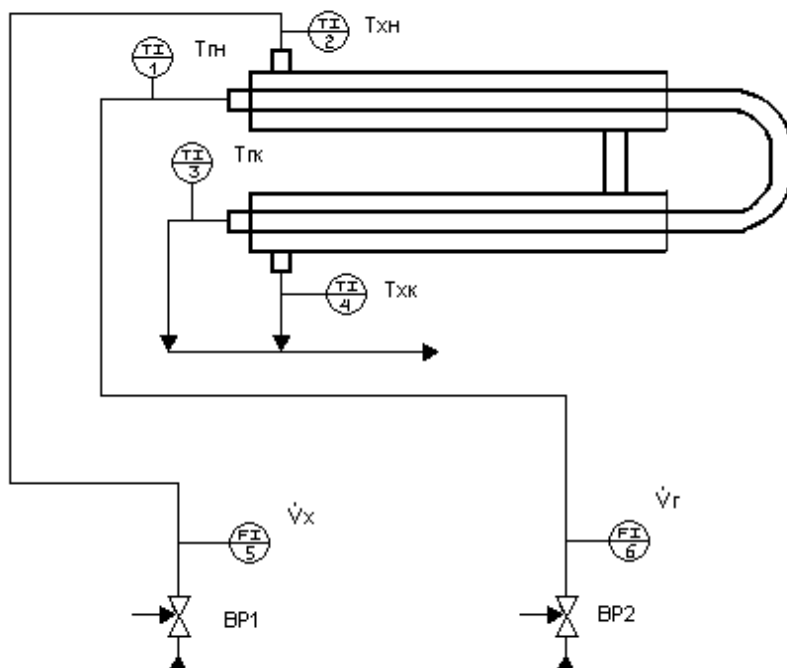


Рис. 4. Схема установки

*Примечание:* краны, установленные на трубопроводах не имеют отношения к данной лабораторной работе. Они предназначены для возможного использования отдельных элементов рассматриваемой установки для выполнения лабораторной работы по изучению градирии.

### Порядок проведения работы

После собеседования с преподавателем устанавливаются рекомендованные им расходы теплоносителей в диапазоне  $60 \div 100$  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 мин, необходимых для

выхода процесса теплопередачи на стационарный режим, измеряются начальные и конечные температуры теплоносителей. Результаты первого опыта заносятся в табл. 1. Затем расход холодного теплоносителя уменьшают примерно в два раза и через 10–15 мин заносят в табл. 1 результаты второго опыта. По окончании эксперимента студенты ставят об этом в известность преподавателя и дают ему на подпись таблицу с опытными данными.

Таблица 1

№ опыта	Показания ротаметра		Расход воды		Температуры теплоносителей			
	для горячей воды, деления	для холодной воды, деления	$\dot{V}_g \cdot 10^6, \text{ м}^3 / \text{с}$	$\dot{V}_x \cdot 10^6, \text{ м}^3 / \text{с}$	$T_{гн}, ^\circ \text{С}$	$T_{гк}, ^\circ \text{С}$	$T_{хн}, ^\circ \text{С}$	$T_{хк}, ^\circ \text{С}$
1								
2								

### Обработка опытных данных

1. Значения коэффициента теплопередачи  $K_{оп}$ ,  $K_{оп}$  находятся для каждого опыта из уравнения теплопередачи (1). Для этого вначале рассчитываются средние движущие силы теплопередачи по (6)–(8), а затем средние температуры теплоносителей  $\bar{T}_i$ . Для теплоносителя, меньше изменяющего температуру от начального значения до конечного,

$$\bar{T}_i = (T_{ин} + T_{ик}) / 2, \quad (20)$$

а для другого

$$\bar{T}_j = \bar{T}_i \pm \Delta T_{\text{ср}}. \quad (20a)$$

Знак «+» в уравнении (20a) используется при соответствии  $i$  холодному теплоносителю, а знак «-» – горячему. По средним температурам теплоносителей из таблиц, приведенных в приложении, находятся значения удельных теплоемкостей  $c_r$ ,  $c_x$  и плотностей  $\rho_r$ ,  $\rho_x$ . По уравнениям (4) и (5) определяются тепловые нагрузки теплообменника  $\dot{Q}_r$  и  $\dot{Q}_x$ . При допущении об отсутствии потерь тепла в окружающую среду (горячий теплоноситель движется по внутренней трубе, калач покрыт тепловой изоляцией)  $\dot{Q}_r$  и  $\dot{Q}_x$  должны быть равны. Однако вследствие погрешности эксперимента, особенно при измерении температур, где она составляет  $0,5^0\text{C}$ , эти величины могут отличаться. Поэтому рекомендуется в качестве тепловой нагрузки использовать в (1) их среднее значение

$$\dot{Q} = (\dot{Q}_r + \dot{Q}_x) / 2 \quad (21)$$

Найденные величины заносятся в табл. 2.

Таблица 2

№ опыта	$\Delta T_{\text{ср}}, ^0\text{C}$	$\bar{T}_r, ^0\text{C}$	$\bar{T}_x, ^0\text{C}$	$\dot{Q}_r, \text{Вт}$	$\dot{Q}_x, \text{Вт}$	$\dot{Q}, \text{Вт}$	$K_{\text{оп}}, \text{Вт/м}^2\text{K}$
1							
2							

2. *Определение расчетных приближенных значений коэффициента теплопередачи  $K_p$ .* Приближение заключается в пренебрежении влиянием на коэффициенты теплоотдачи изменения теплофизических свойств теплоносителей при изменении температуры от граничной до средней температуры фазы.  $K_p$  находят из уравнения (9). Для расчетов коэффициентов теплоотдачи требуется определение режимов движения теплоносителей. Вначале находят площади поперечного сечения  $S_r$ ,  $S_x$ , смоченные периметры  $\Pi_{\text{ср}}$ ,  $\Pi_{\text{сх}}$  и эквивалентные диаметры  $d_{\text{э}r}$ ,  $d_{\text{э}x}$  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. 1, 2), то

$$S_r = \pi d_b^2 / 4, \quad (22)$$

$$S_x = \pi(D_b^2 - d_n^2) / 4, \quad (23)$$

$$\Pi_{cr} = \pi d_b, \quad (24)$$

$$\Pi_{cx} = \pi(d_n + D_b), \quad (25)$$

где  $d_b$ ,  $D_b$  – внутренние диаметры теплообменной и кожуховой труб соответственно;  $d_n$  – наружный диаметр теплообменной трубы;  $d_{gr}$ ,  $d_{ox}$  находятся из (12).

Далее рассчитываются средние скорости теплоносителей:

$$\bar{w}_r = \dot{V}_r / S_r, \quad (26)$$

$$\bar{w}_x = \dot{V}_x / S_x, \quad (27)$$

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 холодного теплоносителя (13), а коэффициент теплоотдачи горячего теплоносителя рассчитывается без учета естественной конвекции, т. е. считается, что  $Gr_r \cdot Pr_r < 8 \cdot 10^5$ . Поскольку, как показали результаты расчета, сопротивление теплопередачи определяется в основном сопротивлением теплоотдачи холодного теплоносителя, средняя движущая сила теплоотдачи холодного теплоносителя  $\overline{\Delta T}_x$  приближенно может быть найдена из средней движущей силы теплопередачи  $\Delta T_{cp}$  и использована при расчете  $Gr_x$  в формуле (13):

$$\overline{\Delta T}_x = 0,75 \Delta T_{cp}. \quad (28)$$

В приближенном расчете все теплофизические свойства теплоносителей могут определяться при их средних температурах  $\bar{T}_r$ ,  $\bar{T}_x$  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  $Nu$ :

$$1) \text{ при } Re \leq 2300, Gr \cdot Pr < 8 \cdot 10^5, T_{оп} = (\bar{T} + \bar{T}^{tp}) / 2$$

– для круглой трубы

$$Nu = 1,55 \left( Re \cdot Pr \frac{d_2}{2\ell} \right)^{1/3} (\mu / \mu_{rp})^{0,14}; \quad (29)$$

– для кольцевого сечения при  $d / D \approx 0,5$ ,  $x < 400$ , где  $x = Re \cdot Pr \cdot d_j / \ell$ ,

$$Nu = (6,15 + 0,0672 \cdot x - 8,8 \cdot 10^{-5} \cdot x^2)(\mu / \mu_{rp})^{0,14}; \quad (30)$$

2) при  $2300 < Re < 10^4$ ,  $Gr \cdot Pr < 8 \cdot 10^5$ ,  $T_{онп} = \bar{T}$

$$Nu = (-6,1 + 4,75 \cdot 10^{-3} Re - 8,14 \cdot 10^{-8} Re^2) Pr^{0,43} (Pr / Pr_{rp})^{0,25} \quad (31)$$

3) при  $Re \leq 3500$ ,  $Gr \cdot Pr > 8 \cdot 10^5$ ,  $T_{онп} = (\bar{T} + \bar{T}^{rp}) / 2$

$$Nu = 0,8(Re \cdot Pr \cdot d_j / \ell)^{0,4} (Gr Pr)^{0,1} (\mu / \mu_{rp})^{0,14} \quad (32)$$

4) при  $3500 < Re < 10^4$ ,  $Gr \cdot Pr > 8 \cdot 10^5$ ,  $T_{онп} = (\bar{T} + \bar{T}^{rp}) / 2$

$$Nu = 0,022 Re^{0,8} \cdot Pr^{0,4} (\mu / \mu_{rp})^n, \quad (33)$$

где  $n = 0,11$  для холодного,  $n = 0,25$  для горячего теплоносителя;

5) при  $Re \geq 10^4$ ,  $Nu = 0,021 Re^{0,8} Pr^{0,43} (Pr / Pr_{rp})^{0,25}$ ,

$$T_{онп} = \bar{T} \quad (34)$$

из которого затем по (35) находится коэффициент теплоотдачи

$$\alpha = Nu \cdot \lambda / d_j, \quad (35)$$

где  $\lambda$  – коэффициент теплопроводности теплоносителя, определяемый при температуре  $T_{онп}$ , как и другие свойства теплоносителей в уравнениях (29)–(34), за исключением  $Pr_{rp}$  и  $\mu_{rp}$ , которые находятся при граничной температуре  $\bar{T}^{rp}$ .

*Внимание!* В приближенном расчете все теплофизические свойства теплоносителей могут определяться при их средних температурах  $\bar{T}_r$ ,  $\bar{T}_x$ , отношения  $(Pr / Pr_{rp}) \approx (\mu / \mu_{rp}) \approx 1$  приниматься равными единице, а в уравнении (13)  $\beta_p = 2 \cdot 10^{-4} K^{-1}$

При расчете суммарного термического сопротивления стенки  $\sum r_{ст}$  по (10) можно взять  $r_{зг} = r_{зх} = 1,7 \cdot 10^{-4} \frac{m^2 K}{Вт}$ , коэффициент теплопроводности латуни  $\lambda = 93 \text{ Вт} / (m \cdot K)$  [16]. Расчетные величины заносят в табл. 3.

Предварительно анализируется соответствие опытных и расчетных значений коэффициентов теплопередачи.

Таблица 3

$S_r =$		$S_x =$		$d_{gr} =$		$d_{gx} =$		$\sum r_{cr} =$
$N_{\text{опыта}}$	$\bar{w}_r$ , м/с	$\bar{w}_x$ , м/с	$Re_r$	$Re_x$	$Gr_x \cdot Pr_x$	$\alpha_r, \frac{B_T}{M^2 K}$	$\alpha_x, \frac{B_T}{M^2 K}$	$K_p, \frac{B_T}{M^2 K}$
1								
2								

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. 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, в которую в режиме диалога вводятся исходные данные из табл. 1. Запуск программы осуществляется с помощью файла «teplleft.exe».



## **Анализ результатов**

1. Проверяется соответствие собственных расчетов, представленных в табл. 2 и 3, результатам, полученным с помощью компьютера. В случае расхождения находятся ошибки.

2. Сравняются результаты приближенного и точного расчетов коэффициентов теплоотдачи и теплопередачи.

3. Анализируется и объясняется зависимость коэффициентов теплоотдачи и теплопередачи от расхода холодного теплоносителя.

## **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?

## ТЕМА 16

### ИЗУЧЕНИЕ ТЕПЛООБМЕНА В ТЕПЛООБМЕННИКЕ ТИПА «ТРУБА В ТРУБЕ» С НАКОПИТЕЛЬНЫМ ВОДОНАГРЕВАТЕЛЕМ

Теоретическая и расчетная часть аналогична теме 15.

#### 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 расхода холодного теплоносителя 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. 1.

В теплообменнике предусматривается прямоточное движение теплоносителей. На входе в аппарат установлены температурные и расходные датчики, а на выходе из него – температурные, соединенные с цифровыми приборами, размещенными на панели стенда, показывающими температуры горячей начальной  $T_{гн}$ , холодной начальной  $T_{хн}$ , горячей конечной  $T_{гк}$ , холодной конечной  $T_{хк}$  воды, а также объемные расходы холодной  $\dot{V}_x$  и горячей  $\dot{V}_г$  воды. Регулировка расходов производится с помощью кранов КР1 и КР2.

Длина каждой из секций наружной (кожуховой) трубы  $\ell = 0,805$  м, ее наружный диаметр  $D_n = 20$  мм, толщина стенки 1 мм ( $\varnothing 20 \times 1$ ), следовательно, ее внутренний диаметр  $D_b = 20 - 1 \cdot 2 = 18$  мм. Размеры внутренней (теплообменной) трубы ( $\varnothing 14 \times 1$ ). Теплообменник изготовлен из нержавеющей стали, его поверхность теплопередачи  $F = 0,0657 \text{ м}^2$ .

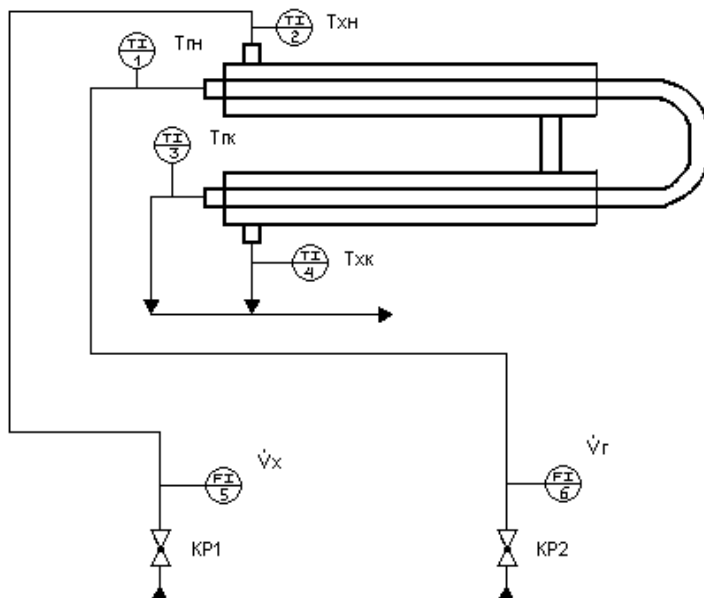



Рис. 1. Схема установки

Источником горячей воды в установке служит накопительный водонагреватель, который необходимо включать за 1-2 часа до начала работы.

### Порядок проведения работы

Включаются пускатель электрощита и зеленый тумблер на вертикальной панели установки, обеспечивающие подачу электропитания цифровым приборам. После собеседования с преподавателем устанавливаются рекомендованные им расходы теплоносителей: холодного – в диапазоне  $30 \div 50 \cdot 10^{-6} \text{ м}^3 / \text{с}$ , горячего –  $60 \div 100 \cdot 10^{-6} \text{ м}^3 / \text{с}$ . По истечении 1-2 мин., необходимых для выхода процесса теплопередачи на стационарный режим, измеряются начальные и конечные температуры теплоносителей. Переключение между начальным и конечным значением температуры, показываемым цифровым табло, осуществляется с помощью кнопки «», расположенной на панели измерителя.

При измерении начальной температуры теплоносителя красный индикатор загорается в положении II, а конечной – в положении I. Результаты первого опыта заносятся в табл. 1. Затем расход холодного теплоносителя устанавливают в диапазоне  $90 \div 140 \cdot 10^{-6} \text{ м}^3/\text{с}$ , через 1–2 минуты проводят измерения и заносят в табл. 1 результаты второго опыта. По окончании эксперимента краны подачи горячей и холодной воды закрывают, тумблер и пускатель электрошита выключают, студенты ставят об этом в известность преподавателя и дают ему на подпись таблицу с опытными данными.

*Внимание!* Так как объем накопительного водонагревателя ограничен, то горячую воду следует экономить, подавая ее лишь на 2–4 мин для проведения эксперимента.

Таблица 1

№ опыта	Расход воды		Температуры теплоносителей			
	$\dot{V}_r \cdot 10^6, \text{ м}^3/\text{с}$	$\dot{V}_x \cdot 10^6, \text{ м}^3/\text{с}$	$T_{\text{гн}}, ^\circ\text{C}$	$T_{\text{гк}}, ^\circ\text{C}$	$T_{\text{хн}}, ^\circ\text{C}$	$T_{\text{хк}}, ^\circ\text{C}$
1						
2						

### Обработка опытных данных

1. *Определение опытных значений коэффициента теплопередачи  $K_{\text{оп}}$ .*  $K_{\text{оп}}$  находятся для каждого опыта из уравнения теплопередачи (1). Для этого вначале рассчитываются средние движущие силы теплопередачи по (6)–(8), а затем – средние температуры теплоносителей  $\bar{T}_i$ . Для теплоносителя, меньше изменяющего температуру от начального значения до конечного,

$$\bar{T}_i = (T_{\text{ин}} + T_{\text{ик}}) / 2, \quad (20)$$

а для другого

$$\bar{T}_j = \bar{T}_i \pm \Delta T_{\text{ср}}. \quad (20a)$$

Знак «+» в уравнении (20a) используется при соответствии  $i$  холодному теплоносителю, а знак «–» – горячему. По средним температурам теплоносителей из таблиц, приведенных в приложении, находятся

значения удельных теплоемкостей  $c_r, c_x$  и плотностей  $\rho_r, \rho_x$ . По уравнениям (4) и (5) определяются тепловые нагрузки теплообменника  $\dot{Q}_r$  и  $\dot{Q}_x$ . При допущении об отсутствии потерь тепла в окружающую среду (горячий теплоноситель движется по внутренней трубе, калач покрыт тепловой изоляцией)  $\dot{Q}_r$  и  $\dot{Q}_x$  должны быть равны. Однако вследствие погрешности эксперимента, особенно при измерении температур, где она составляет  $0,1^\circ\text{C}$ , эти величины могут отличаться. Поэтому рекомендуется в качестве тепловой нагрузки использовать в (1) их среднее значение

$$\dot{Q} = (\dot{Q}_r + \dot{Q}_x) / 2 \quad (21)$$

Найденные величины заносятся в табл. 2.

Таблица 2

№ опыта	$\Delta T_{cp},$ $^\circ\text{C}$	$\bar{T}_r,$ $^\circ\text{C}$	$\bar{T}_x,$ $^\circ\text{C}$	$\dot{Q}_r,$ Вт	$\dot{Q}_x,$ Вт	$\dot{Q},$ Вт	$K_{оп},$ Вт/м <sup>2</sup> К
1							
2							

2. *Определение расчетных приближенных значений коэффициента теплопередачи  $K_p$ .* Приближение заключается в пренебрежении влиянием на коэффициенты теплоотдачи изменения теплофизических свойств теплоносителей при изменении температуры от граничной до средней температуры фазы.  $K_p$  находят из уравнения (9). Для расчетов коэффициентов теплоотдачи требуется определение режимов движения теплоносителей. Вначале находят площади поперечного сечения  $S_r, S_x$ , смоченные периметры  $\Pi_{cr}, \Pi_{cx}$  и эквивалентные диаметры  $d_{r\kappa}, d_{x\kappa}$  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

$$S_r = \pi d_b^2 / 4, \quad (22)$$

$$S_x = \pi(D_b^2 - d_n^2) / 4, \quad (23)$$

$$\Pi_{cr} = \pi d_b, \quad (24)$$

$$\Pi_{cx} = \pi(d_n + D_b), \quad (25)$$

где  $d_b, D_b$  – внутренние диаметры теплообменной и кожуховой труб соответственно;  $d_n$  – наружный диаметр теплообменной трубы;  $d_{gr}, d_{ox}$  находятся из (12).

Далее рассчитываются средние скорости теплоносителей

$$\bar{w}_r = \dot{V}_r / S_r, \quad (26)$$

$$\bar{w}_x = \dot{V}_x / S_x, \quad (27)$$

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. Поскольку, как показали результаты расчета, при ламинарном движении холодного теплоносителя ( $Re_x < 2300$ ) сопротивление теплопередачи определяется в основном сопротивлением теплоотдачи холодного теплоносителя, средняя движущая сила теплоотдачи холодного теплоносителя  $\overline{\Delta T_x}$  приближенно может быть найдена из средней движущей силы теплопередачи  $\Delta T_{cp}$  и использована при расчете  $Gr_x$  в (13):

$$\overline{\Delta T_x} = 0,75 \Delta T_{cp}, \text{ а при } Re_x \geq 2300, \overline{\Delta T_x} = 0,5 \Delta T_{cp}. \quad (28)$$

В приближенном расчете все теплофизические свойства теплоносителей могут определяться при их средних температурах  $\bar{T}_r, \bar{T}_x$  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  $Nu$ :

$$1) \text{ при } Re \leq 2300, Gr \cdot Pr < 8 \cdot 10^5, T_{опр} = (\bar{T} + \bar{T}^{rp}) / 2$$

– для круглой трубы

$$Nu = 1,55 \left( Re \cdot Pr \frac{d_2}{2\ell} \right)^{1/3} (\mu / \mu_{rp})^{0,14}; \quad (29)$$

– для кольцевого сечения при  $d / D \approx 0,5$ ,  $x < 400$ , где  $x = Re \cdot Pr \cdot d_j / \ell$ ,

$$Nu = (6,15 + 0,0672 \cdot x - 8,8 \cdot 10^{-5} \cdot x^2)(\mu / \mu_{rp})^{0,14}; \quad (30)$$

2) при  $2300 < Re < 10^4$ ,  $Gr \cdot Pr < 8 \cdot 10^5$ ,  $T_{онп} = \bar{T}$

$$Nu = (-6,1 + 4,75 \cdot 10^{-3} Re - 8,14 \cdot 10^{-8} Re^2) Pr^{0,43} (Pr / Pr_{rp})^{0,25} \quad (31)$$

3) при  $Re \leq 3500$ ,  $Gr \cdot Pr > 8 \cdot 10^5$ ,  $T_{онп} = (\bar{T} + \bar{T}^{rp}) / 2$

$$Nu = 0,8(Re \cdot Pr \cdot d_j / \ell)^{0,4} (Gr Pr)^{0,1} (\mu / \mu_{rp})^{0,14} \quad (32)$$

4) при  $3500 < Re < 10^4$ ,  $Gr \cdot Pr > 8 \cdot 10^5$ ,  $T_{онп} = (\bar{T} + \bar{T}^{rp}) / 2$

$$Nu = 0,022 Re^{0,8} \cdot Pr^{0,4} (\mu / \mu_{rp})^n, \quad (33)$$

где  $n = 0,11$  для холодного,  $n = 0,25$  для горячего теплоносителя;

5) при  $Re \geq 10^4$ ,  $Nu = 0,021 Re^{0,8} Pr^{0,43} (Pr / Pr_{rp})^{0,25}$ ,

$$T_{онп} = \bar{T} \quad (34)$$

из которого затем по (35) находится коэффициент теплоотдачи

$$\alpha = Nu \cdot \lambda / d_j, \quad (35)$$

где  $\lambda$  – коэффициент теплопроводности теплоносителя, определяемый при температуре  $T_{онп}$ , как и другие свойства теплоносителей в уравнениях (29) – (34), за исключением  $Pr_{rp}$  и  $\mu_{rp}$ , которые находятся при граничной температуре  $\bar{T}^{rp}$ .

*Внимание!* В приближенном расчете все теплофизические свойства теплоносителей могут определяться при их средних температурах  $\bar{T}_r$ ,  $\bar{T}_x$ , отношения  $(Pr / Pr_{rp}) \approx (\mu / \mu_{rp}) \approx 1$  приниматься равными единице, а в уравнении (13)  $\beta_p = 2 \cdot 10^{-4} K^{-1}$

При расчете суммарного термического сопротивления стенки  $\sum r_{ст}$  по (10) можно взять  $r_{зr} = r_{zx} = 1,7 \cdot 10^{-4} \frac{m^2 K}{Вт}$ , коэффициент теплопроводности латуни  $\lambda = 93 \text{ Вт} / (м \cdot K)$  [16]. Расчетные величины заносят в табл. 3.

Предварительно анализируется соответствие опытных и расчетных значений коэффициентов теплопередачи.

Таблица 3

$S_r =$		$S_x =$		$d_{gr} =$		$d_{gx} =$		$\sum r_{cr} =$
$N_0$ опыта	$\bar{w}_r$ , м/с	$\bar{w}_x$ , м/с	$Re_r$	$Re_x$	$Gr_x \cdot Pr_x$	$\alpha_r, \frac{B\tau}{M^2K}$	$\alpha_x, \frac{B\tau}{M^2K}$	$K_p, \frac{B\tau}{M^2K}$
1								
2								

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. 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, в которую в режиме диалога вводятся исходные данные из табл. 1. Запуск программы осуществляется с помощью файла «teplleft.exe».

### Анализ результатов

1. Проверяется соответствие собственных расчетов, представленных в табл. 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.

### **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?

## ИЗУЧЕНИЕ ГИДРОДИНАМИКИ НАСАДОЧНОЙ КОЛОННЫ С НАСАДКОЙ КОЛЬЦА РАШИГА

Насадочные колонные аппараты широко применяются в нефтехимической, химической и других отраслях промышленности при разделении бинарных и многокомпонентных смесей в процессах абсорбции, ректификации, при очистке газов от пыли и т.д. Рабочая зона колонны заполняется насадкой, предназначенной для увеличения поверхности контакта газовой и жидкой фаз. В качестве насадок используют твердые тела различной формы, изготовленные в зависимости от коррозионных 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  $a$ ,  $\text{м}^2/\text{м}^3$ ; свободный объем  $V_{\text{св}}$ ,  $\text{м}^3/\text{м}^3$ ; эквивалентный диаметр  $d_{\text{э}}$ , м.

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

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 исключаящими 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<sup>2</sup> сечения колонн, для упорядоченных – 35–50.

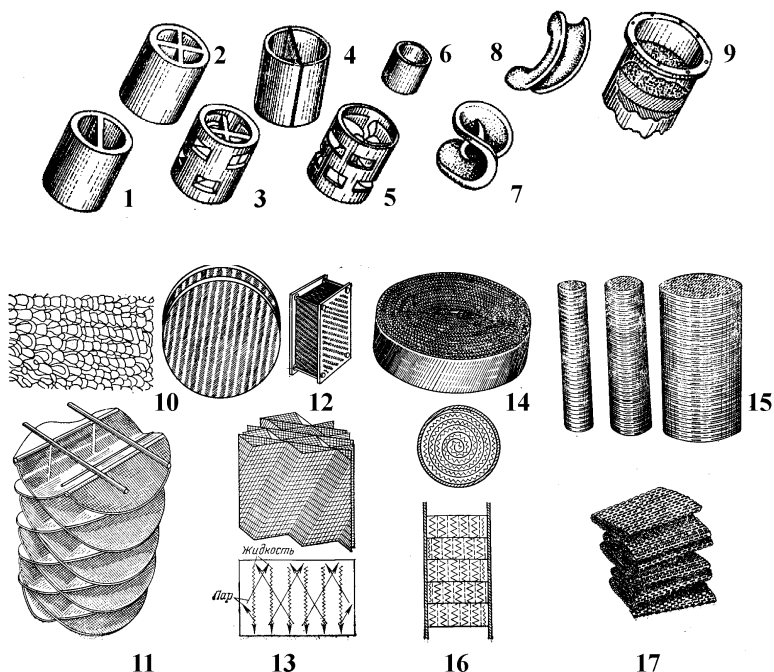


Рис. 1. Насадки основных типов: кольца: 1 – керамические Лессинга; 2 – с крестообразными перегородками; 3 – керамические Палля; 4 – металлические Лессинга; 5 – металлические Палля; 6 – Рашига; седла: 7 – «Берля»; 8 – «Инталокс»; сетчатые насадки: 9 – «Малтифил»; 10 – сетка для насадок «Малтифил» и «Гиперфил»; 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

Эффективность работы насадки в значительной степени зависит от смачиваемости поверхности элементов насадки жидкостью. Чтобы повысить эффективность насадки и улучшить смачиваемость

элементов, их подвергают специальной обработке. Большие насадки, например, кольца Рашига размером не менее 50×50 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.* Эффективность процессов массопередачи и гидравлическое сопротивление насадочных колонн существенно зависят от гидродинамических режимов их работы, а гидродинамический режим определяется в основном скоростью газа и плотностью орошения насадки жидкостью, а также физическими свойствами фаз.

В насадочной колонне потоки газа (пара) и жидкости взаимодействуют в противотоке. В зависимости от расходов газа  $\dot{G}$  и жидкости  $\dot{L}$  проявляются различные гидродинамические режимы, которые определяются характерными для каждого режима скоростями газа  $\bar{w}_0$  и гидравлическим сопротивлением  $\Delta p$ . 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  $\Delta p$  от фиктивной (отнесенной к полному сечению колонны) скорости газа  $\bar{w}_0$  для сухой (линия 1) и орошаемой (линия 2) насадок.

Для орошаемой насадки при противоточном движении фаз график зависимости  $\Delta p$  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 **A**.

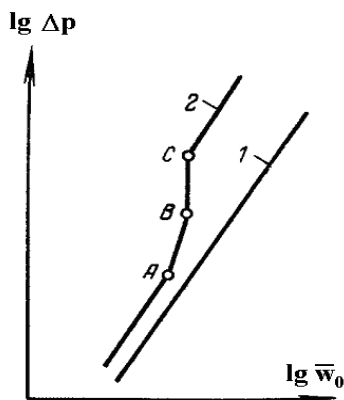


Рис. 2. Зависимость гидравлического сопротивления насадки от фиктивной скорости газа в колонне при постоянном расходе жидкости

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 подвисяния*, в котором спокойное течение пленки нарушается: появляются завихрения, брызги, т. е. создаются условия перехода к барботажу. Интенсивность процесса массопередачи возрастает, но увеличивается и гидравлическое сопротивление. Режим подвисяния заканчивается во второй переходной точке **B**.

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 **BC**. 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 выносятся из аппарата вместе с газом в основном в виде брызг. Режим уноса на практике не применяется.

В режимах подвисяния 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.

Фиктивная скорость газа  $\bar{w}_0$  равна отношению объемного расхода газа  $\dot{V}_r$  к площади поперечного сечения аппарата  $S$ :

$$\bar{w}_0 = \frac{\dot{V}_r}{S}. \quad (1)$$

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

$$\bar{w} = \frac{\bar{w}_0}{V_{св}}. \quad (2)$$

Действительная скорость газа при работе колонны будет выше скорости  $\bar{w}$ , т.к. часть свободного объема насадки занята стекающей по ней жидкостью.

Для расчета фиктивной скорости захлебывания имеются различные уравнения, в том числе следующего вида:

$$\lg \left[ \frac{\bar{w}_{\text{захл}}^2 \cdot a}{g V_{\text{св}}^3} \cdot \frac{\rho_r}{\rho_{\text{ж}}} (\mu_{\text{ж}})^{0,16} \right] = A - 1,75 \left( \frac{\dot{L}}{\dot{G}} \right)^{0,25} \left( \frac{\rho_r}{\rho_{\text{ж}}} \right)^{0,125}, \quad (3)$$

где  $\bar{w}_{\text{захл}}$  – фиктивная скорость газа, соответствующая началу режима захлебывания колонны, м/с;  $\rho_r, \rho_{\text{ж}}$  – плотности газа и жидкости, кг/м<sup>3</sup>;  $\mu_{\text{ж}}$  – динамический коэффициент вязкости жидкости, мПа·с;  $\dot{L}, \dot{G}$  – массовые расходы жидкости и газа, кг/с;  $a$  – удельная поверхность насадки, м<sup>2</sup>/м<sup>3</sup>;  $g$  – ускорение свободного падения, м/с<sup>2</sup>. 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 до режима захлебывания  $\Delta p_{\text{ор}}$  обычно представляют в виде суммы двух составляющих: сопротивления сухой насадки  $\Delta p_{\text{сух}}$  и сопротивления, обусловленного взаимодействием потоков газа и жидкости  $\Delta p_{\text{г-ж}}$ , т. е. [9]

$$\Delta p_{\text{ор}} = \Delta p_{\text{сух}} + \Delta p_{\text{г-ж}} = \Delta p_{\text{сух}} \left( 1 + \frac{\Delta p_{\text{г-ж}}}{\Delta p_{\text{сух}}} \right) = \Delta p_{\text{сух}} (1 + f). \quad (4)$$

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  $d_3$ :

$$\Delta p_{\text{сух}} = \lambda_r \cdot \frac{h}{d_3} \cdot \frac{\rho_r w^2}{2} = \lambda_r \cdot \frac{h}{d_3} \cdot \frac{\rho_r \bar{w}_0^2}{2 \cdot V_{\text{св}}^2}, \text{ Па.} \quad (5)$$

Эквивалентный диаметр каналов насадки  $d_3$  определяют по уравнению

$$d_3 = \frac{4V_{\text{св}}}{a}. \quad (6)$$

Коэффициент гидравлического сопротивления  $\lambda_r$  является функцией критерия Рейнольдса для газа  $Re$  и зависит от режима движения газа. Для насадок, засыпанных внавал,  $\lambda_r$  определяется из следующих уравнений:

$$\text{– при } Re \leq 40 \quad \lambda_r = \frac{140}{Re}, \quad (7)$$

$$\text{– при } Re > 40 \quad \lambda_r = \frac{16}{Re^{0.2}}. \quad (8)$$

Критерий Рейнольдса определяется по формуле

$$Re = \frac{\bar{w}_0 d_3 \rho_r}{V_{св} \cdot \mu_r}, \quad (9)$$

где  $\mu_r$  – динамический коэффициент вязкости газа (пара), Па·с.

Сопротивление орошаемых насадок рассчитывается по уравнению (4), а фактор гидродинамического состояния двухфазной среды – по уравнению

$$f = \frac{\Delta p_{г-ж} - \Delta p_r}{\Delta p_r} = C \left( \frac{\dot{L}}{\dot{G}} \right)^m \left( \frac{\rho_r}{\rho_ж} \right)^n \left( \frac{\mu_ж}{\mu_r} \right)^p, \quad (10)$$

где значения  $C$ ,  $m$ ,  $n$ ,  $p$  экспериментально найдены для широких интервалов варьирования параметров, входящих в уравнение (10) [9].

### Цель 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. 3) состоит из модели насадочного аппарата 1, ротаметра 2 для измерения расхода воды и ротаметра 3 для измерения расхода воздуха, вентиля 4 для регулирования расхода воды, U-образного водного дифманометра 5 для измерения перепада давления в слое насадки, воздухоудвки 6, лабораторного автотрансформатора 7 для регулирования частоты вращения ротора электродвигателя с целью изменения расхода воздуха в колонне.

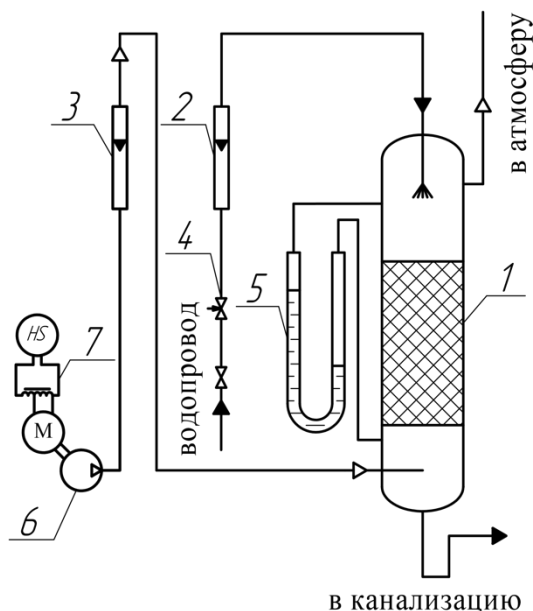


Рис. 3. Схема установки: 1 – насадочная колонна; 2, 3 – ротаметры; 4 – вентиль; 5 – U-образный водный дифманометр; 6 – воздухоудвка; 7 – лабораторный автотрансформатор (ЛАТР)

Модель аппарата  $\varnothing 90$  мм выполнена из органического стекла. В качестве насадки использованы керамические кольца Рашига  $15 \times 15 \times 2$  мм, засыпанные навалом высотой слоя 0,4 м.

Основные характеристики насадки: свободный объем  $V_{св} = 0,54 \text{ м}^3/\text{м}^3$ ; удельная поверхность  $a = 330 \text{ м}^2/\text{м}^3$ ; эквивалентный диаметр  $d_e = 0,00655 \text{ м}$ .

## 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:

$$\Delta p_{\text{сух}}^3 = \Delta p(\bar{w}_0).$$

Для этого установить соответствующие расходы воздуха, которые контролируются по ротаметру 3 (рис. 3), замерить перепад  $\Delta p_{\text{сух}}^3$  по U-образному дифманометру 4. Произвести измерения для 10 различных расходов газа в пределах шкалы ротаметра.

*Внимание!* Перед определением гидравлического сопротивления сухой насадки рекомендуется обильно смочить насадку и только после этого проводить эксперименты.

3. Получить опытные данные для построения зависимости гидравлического сопротивления орошаемой насадки от фиктивной скорости газа  $\Delta p_{\text{ор}}^3 = \Delta p(\bar{w}_0)$  при заданном преподавателем расходе жидкости (10÷25 делений ротаметра). Замерить сопротивление слоя насадки  $\Delta p_{\text{ор}}^3$  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 тарифовочным графикам, размещенным на лицевой панели установки, определить объемные расходы воздуха и воды. Показания приборов занести в таблицу.



$$C = \exp \left( 3 \cdot \frac{\bar{w}_0}{\bar{w}_{\text{звл}}} - 0,853 \right) - 0,175.$$

6. Гидравлическое сопротивление орошаемой насадки ( $\Delta p_{\text{ор}}^p$ , Па) рассчитываем по уравнению (4) с использованием  $\Delta p_{\text{сух}}^p$ ,  $f_p$ .

### **Анализ результатов и составление отчета**

1. Сопоставить опытные и расчетные значения  $\Delta p_{\text{сух}}$  и  $\Delta p_{\text{ор}}$ .
2. Сравнить факторы гидродинамического состояния двухфазной системы для опытных и расчетных данных.
3. Занести рассчитанные данные в таблицу и построить графики опытных и расчетных значений гидравлического сопротивления сухой и орошаемой насадок в логарифмических координатах (зависимость  $\lg \Delta p^p$  от  $\lg \bar{w}_0$ ).

### **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?

### ИЗУЧЕНИЕ ГИДРОДИНАМИКИ НАСАДОЧНОЙ КОЛОННЫ С НАСАДКОЙ «ИНЖЕХИМ ИХ-10»

Насадочные колонные аппараты широко применяются в нефтехимической, химической и других отраслях промышленности при разделении бинарных и многокомпонентных смесей, при очистке газов от пыли и т. д. Достоинством насадочных колонн являются низкое гидравлическое сопротивление, высокая эффективность и широкий интервал устойчивой работы.

Насадочные аппараты представляют собой вертикальные цилиндрические колонны, заполненные твердой насадкой, предназначенной для увеличения поверхности контакта газовой и жидкой фаз. Как правило, насадочные аппараты работают при противоточном движении фаз, при этом жидкая фаза подается в верхнюю часть колонны и стекает по насадке вниз, а газовая – в нижнюю часть и поднимается вверх в пространстве между насадочными телами, взаимодействуя со стекающей жидкой фазой. В зависимости от режима работы насадочного аппарата, основной поверхностью контакта газовой и жидкой фаз могут являться внешняя поверхность жидкой пленки, стекающей по элементам насадки, либо поверхности пузырьков газа и капель жидкости.

Насадка изготавливается из различных материалов (металла, пластмассы, керамики и т. д.), имеет различные формы и размеры. Насадку загружают в корпус колонны внавал или укладывают определенным образом. В результате образуется сложная пространственная структура с развитой поверхностью.

Насадка укладывается в колонну на опорные решетки, имеющие отверстия для прохода жидкости и газа, и служащие одновременно для равномерного распределения последнего. Первоначальное распределение жидкости по насадке осуществляется с помощью распределительного устройства, в качестве которого могут использоваться распределительные тарелки, форсунки, центробежные оросители и т. д. 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 рекомендуемое число источников 15–30 на 1 м<sup>2</sup> сечения колонн, для упорядоченных – 35–50.

По мере стекания жидкости по насадке равномерность ее распределения нарушается в силу так называемого пристеночного эффекта. Он обусловлен неоднородностью заполнения элементами насадки поперечного сечения аппарата, а именно невозможностью плотной укладки элементов насадки вблизи обечайки (цилиндрических стенок колонны) в силу геометрических причин. Это приводит к увеличению свободного объема (объема, не занятого насадочными телами) вблизи стенок колонны, что вызывает преимущественное стекание жидкости от оси колонны к периферии. Для сохранения эффективной работы колонны и уменьшения влияния пристенных потоков применяют секционирование колонны по высоте с установкой перераспределителей жидкости. Перераспределители следует ставить не реже, чем через 6 м, причем отношение расстояния между распределителями к диаметру колонны должно быть от 3 до 8 в зависимости от вида используемой насадки.

Основными характеристиками насадок являются: удельная поверхность, свободный объем и эквивалентный диаметр  $d_e$ , м.

*Удельная поверхность насадки  $a$*  – это суммарная поверхность всех насадочных тел в единице занимаемого насадкой объема аппарата,  $m^2/m^3$ .

Под *свободным объемом насадки  $V_{св}$*  понимают суммарный объем пустот между насадочными телами в единице объема аппарата, занимаемого насадкой,  $m^3/m^3$ .

*Эквивалентный диаметр  $d_e$*  – это характерный размер каналов, образованных насадкой, м.

Насадка должна удовлетворять следующим основным требованиям:

- обладать максимальными удельной поверхностью и долей свободного объема;
- иметь высокую механическую прочность и химическую стойкость к участвующим в массообменном процессе средам;
- обладать низким гидравлическим сопротивлением;
- иметь низкую стоимость;
- хорошо смачиваться жидкостью и равномерно распределять ее по сечению аппарата.

Универсальной насадки, удовлетворяющей всем этим требованиям, не существует. Ряд требований является взаимоисключающим. Так, увеличение удельной поверхности насадки приводит, как правило,

к уменьшению доли ее свободного объема и увеличению гидравлического сопротивления. Этим объясняется множество конструкций элементов насадок.

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

*Конструкции насадок.* На сегодняшний день известно большое количество различных конструкций насадочных элементов и насадок в целом. Все насадки можно разделить на две большие группы – регулярные (упорядоченные) и нерегулярные (неупорядоченные, внавал).

*Регулярные насадки* обычно изготавливаются из сетки, перфорированного металлического листа, гофрированных листов, многослойных сеток и т.д. Они обеспечивают более однородное, по сравнению с нерегулярными насадками, распределение жидкости и пара (газа) в колоннах. Кроме того, они обладают исключительно важным достоинством, таким как низкое гидравлическое сопротивление. Наиболее распространенные конструкции регулярных насадок приведены в приложении к данной работе.

*Нерегулярные насадки.* Нерегулярные насадки могут изготавливаться из различных материалов (металл, пластик, фарфор и пр.) и представляют собой небольшие тела различной формы, которые засыпаются в колонный аппарат неупорядоченно или «внавал». Такая насадка, как правило, проще в изготовлении и, соответственно, дешевле. Наиболее распространенные конструкции нерегулярных насадок приведены в приложении к данной работе.

Если сравнивать оба типа насадок, то регулярная насадка обладает меньшим гидравлическим сопротивлением, обеспечивая более однородное распределение жидкости и пара по колонне. Но вместе с этим у нее имеется и ряд недостатков – сложность изготовления, дороговизна, чувствительность к равномерности начального распределения жидкости. Кроме того, существуют различные специфические условия, ограничивающие возможность применения регулярных насадок. Так, например, при переоборудовании тарельчатых колонн в насадочные для установки регулярной насадки приварные элементы тарелок и фланцы должны быть срезаны на расстоянии нескольких миллиметров от стенки корпуса. В этом случае более целесообразным зачастую

становится использование неупорядоченной (нерегулярной) насадки, которая может быть просто высыпана в колонну.

Таким образом, использование нерегулярных насадок часто оказывается более выгодным, особенно в малотоннажных производствах. Кроме того, нерегулярные насадки, как правило, дешевле регулярных, что необходимо учитывать при оценке общих капитальных затрат при проектировании колонны.

*Гидродинамические режимы работы насадочных колонн* были рассмотрены в теме 17. Для металлической насадки «Инжехим ИХ-10» (рис. 1) величина коэффициентов **A = 0,26**, **B = 1,56**.

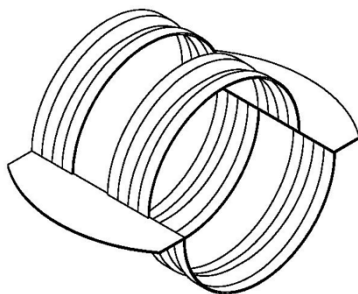


Рис. 1. Насадка «Инжехим ИХ-10»

*Сопротивление насадочных колонн.* 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<sub>э</sub>**, Па:

$$\Delta p_{\text{сyx}} = \lambda_r \cdot \frac{h}{d_{\text{э}}} \cdot \frac{\rho_r w^2}{2} = \lambda_r \cdot \frac{h}{d_{\text{э}}} \cdot \frac{\rho_r w_0^2}{2 \cdot V_{\text{св}}^2} \quad (1)$$

Эквивалентный диаметр каналов насадки **d<sub>э</sub>** определяют по уравнению

$$d_{\text{э}} = \frac{4V_{\text{св}}}{a} \quad (2)$$

Коэффициент гидравлического сопротивления **λ<sub>г</sub>** является функцией критерия Рейнольдса для газа **Re<sub>г</sub>** и зависит от режима движения газа.



Для насадки «Инжехим ИХ-10»  $\lambda_r$  при  $Re_r > 40$  определяется по уравнению:

$$\lambda_r = \frac{1,9}{Re_r^{0,025}}. \quad (3)$$

Критерий Рейнольдса определяется по формуле

$$Re_r = \frac{w_0 d_3 \rho_r}{V_{св} \cdot \mu_r}, \quad (4)$$

где  $\mu_r$  – коэффициент динамической вязкости газа (пара), Па·с.

Гидравлическое сопротивление орошаемой насадки до режима захлебывания  $\Delta p_{op}$  часто представляют в виде зависимости от сопротивления сухой насадки  $\Delta p_{сyx}$  и сопротивления, обусловленного взаимодействием потоков газа и жидкости. Для многих типов насадок эта зависимость может быть представлена в виде

$$\Delta p_{op} = \Delta p_{сyx} (1 + \alpha Re_r^\beta Re_{ж}^\gamma), \quad (5)$$

где  $Re_r = \frac{w_0 d_3 \rho_r}{V_{св} \cdot \mu_r}$ ,  $Re_{ж} = \frac{4U\rho_{ж}}{a \cdot \mu_{ж}}$  – численные значения критериев Рей-

нольдса газовой и жидкой фаз соответственно;  $U = \frac{4\dot{V}_{ж}}{\pi D^2}$  – плотность орошения, м<sup>3</sup>/м<sup>2</sup>с;  $\alpha$ ,  $\beta$ ,  $\gamma$  – эмпирические коэффициенты.

Для насадки «Инжехим ИХ-10» эмпирические коэффициенты  $\alpha = 5,37 \cdot 10^{-11}$ ,  $\beta = 2,24$ ,  $\gamma = 1,77$ .

### **Цель 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.

## Описание установки

Установка (рис. 2) состоит из модели насадочного аппарата 1, жидкостного расходомера 2 для измерения расхода воды, цифрового дифманометра 3 для измерения расхода воздуха, вентиля 4 для регулирования расхода воды, цифрового дифманометра 5 для измерения перепада давления в слое насадки, воздуходувки с однофазным электродвигателем 6, лабораторного автотрансформатора 7 для регулирования частоты вращения ротора электродвигателя с целью изменения расхода воздуха в колонне. Модель аппарата  $\varnothing 90$  мм выполнена из органического стекла, в которую засыпана внавал насадка «Инжехим ИХ-10» с высотой слоя 0,35 м.

Основные характеристики насадки: свободный объем  $V_{св} = 0,95 \text{ м}^3/\text{м}^3$ ; удельная поверхность  $a = 360 \text{ м}^2/\text{м}^3$ ; эквивалентный диаметр  $d_s = 0,0106 \text{ м}$ .

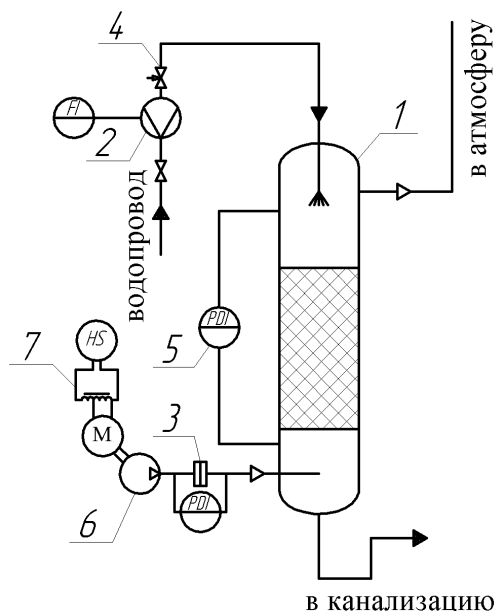


Рис. 2. Схема установки: 1 – насадочная колонна; 2 – жидкостный расходомер; 3 – дифманометр; 4 – вентиль; 5 – дифманометр; 6 – воздуходувка; 7 – ЛАТР

## Порядок проведения работы

1. Включить установку.

2. Получить опытные данные для построения зависимости гидравлического сопротивления сухой насадки от фиктивной скорости  $\Delta p'_{\text{сух}} = \Delta p(w_0)$ . Для этого установить соответствующие расходы воздуха вращением ручки ЛАТР, которые измеряются цифровым дифманометром 3, замерить перепад  $\Delta p'_{\text{сух}}$  по цифровому дифманометру 5. Произвести измерения для 10 различных расходов газа.

*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:

$$\Delta p'_{\text{ор}} = \Delta p(w_0)$$

при заданном преподавателем расходе воды ( $15 \div 40 \cdot 10^{-6} \text{ м}^3/\text{с}$ ), который установить вентилем 4 и контролировать по жидкостному расходомеру 2. Замерить сопротивление слоя насадки  $\Delta p'_{\text{ор}}$  для тех же расходов газа, как и в опыте для сухой насадки, до достижения режима захлебывания. Зафиксировать расход воздуха  $\dot{V}_{\text{захл}}$ , соответствующий началу режима захлебывания, который характеризуется значительным увеличением гидравлического сопротивления при практически неизменном расходе воздуха.

*Примечание.* При снятии показаний с приборов необходимо добиваться стабилизации режимов в аппарате.

4. Значение объемных расходов газа определить по показаниям дифманометра 3 с использованием тарифовочного графика, помещенного на стенде установки. Результаты экспериментов занести в таблицу.

Расход воздуха в начале режима захлебывания:  $\dot{V}_{\text{захл}} =$

Скорость захлебывания:  $w_{\text{захл}}^{\text{эксп}} =$   $w_{\text{захл}}^{\text{расч}} =$

Показания дифманомера 3	Воздух				Вода			Сопротивление, Па			
	$\dot{V}_r,$ $\frac{\text{м}^3}{\text{с}}$	$\dot{G},$ $\frac{\text{кг}}{\text{с}}$	$w_0,$ $\text{м/с}$	$Re_r$	$\dot{V}_ж,$ $\frac{\text{м}^3}{\text{с}}$	$\dot{L},$ $\frac{\text{кг}}{\text{с}}$	$Re_ж$	сухой насадки		орошаемой насадки	
								$\Delta p_{\text{сух}}^э$	$\Delta p_{\text{сух}}^p$	$\Delta p_{\text{ор}}^э$	$\Delta p_{\text{ор}}^p$

### Обработка опытных данных

1. Определить массовые расходы фаз  $\dot{G}$  и  $\dot{L}$  умножением объемных расходов на плотности соответствующих фаз.

2. Определить экспериментальное значение скорости захлебывания из уравнения расхода

$$w_{\text{захл}}^{\text{эксп}} = \frac{\dot{V}_{\text{захл}}}{S},$$

где  $S = \frac{\pi D^2}{4}$  – поперечное сечение колонны.

3. Подставляя  $\dot{G} = \rho_r w_{\text{захл}} S$  в уравнение (3) (см. тему 17), найти  $w_{\text{захл}}^{\text{расч}}$  из решения полученного уравнения для заданного расхода жидкости с помощью компьютера.

4. Найти значения фиктивной скорости газа  $w_0$  в насадке по уравнению (1) (см. тему 17) для всех экспериментальных точек.

5. Вычислить гидравлическое сопротивление сухой насадки ( $\Delta p_{\text{сух}}^p$ , Па) по зависимостям (1)–(4).

6. Определить гидравлическое сопротивление орошаемой насадки ( $\Delta p_{\text{ор}}^p$ , Па) по уравнению (5).

7. Построить графики опытных и расчетных значений гидравлического сопротивления сухой и орошаемой насадок в логарифмических координатах (зависимость  $\lg \Delta p^3$  от  $\lg w_0$ ).

Необходимые для расчетов параметры воздуха и воды взять при  $t = 20^\circ\text{C}$ .

### **Контрольные вопросы**

1. Какие виды насадок вы знаете? Каково назначение насадки? Перечислите характеристики насадки.
2. Какие гидродинамические режимы работы насадочного аппарата вы знаете? Назовите их характерные признаки.
3. Дайте определение фиктивной и истинной скорости газового потока. Чем они отличаются?
4. Поясните схему установки.

### ***Приложение к работе 18***

**Конструкции регулярных насадок.** Среди большого разнообразия регулярных насадок в последнее время получили широкое распространение насадки из гофрированных тонких листов и лент, собранных в блоки, где смежные листы (ленты) расположены перекрестно относительно вершин гофров («Зульцер», «Гудлоу»). Подобная конструкция обеспечивает максимальную жесткость этих блоков, предотвращая смятие под действием сил тяжести вышерасположенных блоков насадки при наименьшей толщине листа. Кроме того, такая конструкция насадки позволяет обеспечить высокий свободный объем и большую удельную поверхность.

За счет низкого гидравлического сопротивления регулярная насадка нашла широкое применение в массообменных процессах, проводимых под вакуумом. Так, например, в нефтепереработке в вакуумных блоках установок первичной перегонки нефти использование регулярной насадки позволяет существенно уменьшить количество водяного пара, подаваемого в колонны в качестве отпаривающего агента. Фирма «Зульцер» сообщает о снижении подачи водяного пара в два раза после замены тарелок в вакуумной колонне на насадку «Меллапак 250-Y» (рис. А). При этом перепад давления в колонне составил всего 10 мм рт. ст.

Одним из самых существенных недостатков большинства регулярных насадок является трудность равномерного распределения насадки по сечению колонны большого диаметра. В таких колоннах насадку внутрь подают через люки малого диаметра. Это приводит к необходимости изготовления насадки малыми блоками с последующей укладкой этих блоков внутри колонны на опорные решетки. Между блоками остаются промежутки, через которые проходит восходящий поток газа или пара, что значительно снижает поверхность контакта и эффективность массообмена.

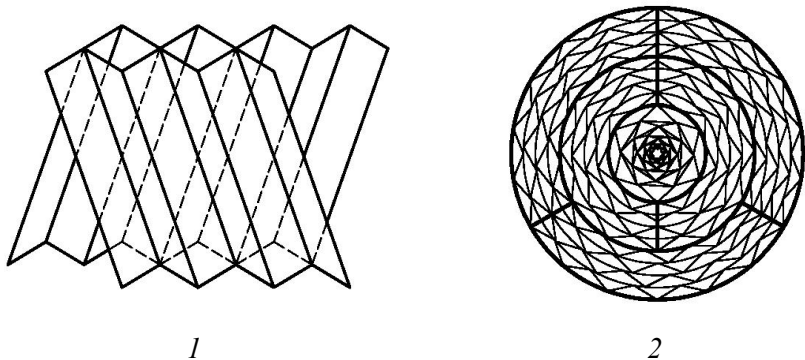


*Рис. А. Насадка «Меллапак 250–У» производства компании «Зульцер»*

Для устранения этого недостатка компания «Инжехим» разработала блочную регулярную насадку, изготовленную из гофрированной ленты (рис. Б1). Размер блоков подбирается таким образом, чтобы каждый блок мог свободно подаваться в люк колонны и размещаться на опорной решетке по схеме, приведенной на рис. Б2 (жирными линиями выделены границы блоков).

*Конструкции нерегулярных насадок.* Среди нерегулярных насадок широкое распространение получили кольца Рашига (рис. 1, тема 17) из различных материалов, представляющие собой полые тонкостенные цилиндры с диаметром, равным высоте. При этом кольца малых

размеров (до 50 мм) засыпают в колонну навалом (нерегулярно), а большие кольца укладываются, как правило, регулярно правильными рядами, смещенными друг относительно друга. Основным достоинством колец Рашига является простота изготовления и дешевизна, а недостатком – малая удельная поверхность.



*Рис. Б. Блочная насадка производства компании «Инжсехим»;  
1 – гофрированные ленты; 2 – расположение блоков внутри колонны*

Для устранения данного недостатка начали разрабатывать и применять насадки других типов: перфорированные кольца (Палля), кольца с внутренними перегородками, а также седла различной конструкции.

В последнее время разработано достаточно много новых конструкций нерегулярных насадок. Эти насадки (каскадные мини-кольца компании «Кох-Глич», суперкольца Рашига и др.) обеспечивают производительность и эффективность разделения, сопоставимые с характеристиками современных регулярных насадок.

Целую группу неупорядоченных насадок образуют седловидные насадки, получившие название благодаря своей специфической форме. К преимуществам таких насадок можно отнести их высокую способность к перераспределению жидкой фазы, более равномерную укладку по сравнению с кольцевыми насадками. Кроме того, наклоны участков поверхности седловидных насадок, независимо от их расположения, не имеют преимущественной ориентации, что создает благоприятные условия как для равномерного растекания жидкости, так и для обтекания газовым потоком. Седловидные насадки имеют большую удельную поверхность при меньшем гидравлическом сопротивлении по

сравнению с сопоставимыми по размеру кольцевыми насадками. Наиболее известны из них седла Берля, поверхность которых представляет собой гиперболический параболоид, и седла «Инталокс», поверхность которых является частью тора.

К современным разновидностям можно отнести седловидные насадки Суперседла фирмы «Рашиг» (рис. В), Суперседла «Инталлокс» фирмы «Нортон» (рис. Г) и другие. Все вышеперечисленные насадки изготавливаются из пластмассы и являются усовершенствованными разновидностями насадок «Инталлокс». К особенностям их конструкций можно отнести: отверстия в центральной части насадок для дополнительного движения фаз; гофрированные края для более равномерного распределения жидкости; дополнительные ребра жесткости как в продольном, так и в поперечном направлениях для большей механической прочности.



*Рис. В. Насадка Суперседла Рашига*



*Рис. Г. Насадка Суперседла «Инталлокс»*

Хотя представленные на рис. 8 и 9 насадки очень схожи и имеют близкие геометрические характеристики, насадка Суперседла «Инталлокс» имеет больший диапазон нагрузок по жидкости и пару, но при большем гидравлическом сопротивлении. Этот факт подтверждает предположение, что незначительные на первый взгляд конструктивные отличия (конфигурация ребер, вырезы по краям и т. п.) могут оказать определенное влияние на локальные гидродинамические особенности в насадке и, в конечном счете, на общую гидродинамическую обстановку.



Можно также выделить группу насадок, форма которых занимает промежуточное положение между кольцевыми и седлообразными. Эти насадки изготавливаются из листового металла методом штамповки, что делает их производство высокотехнологичным и снижает стоимость. Их поверхность формируется полосами или лепестками, отогнутыми в противоположном направлении, что обеспечивает равномерную укладку насадок и снижает возможность плотного прилегания отдельных элементов.

Наиболее удачной следует признать конструкцию насадки Super ring фирмы «Рашиг» (рис. Д), имеющей волнообразную структуру поверхности, которая способствует формированию пленки жидкости и увеличивает ее турбулизацию. Известны также насадки «IMTP» (рис. Е) производства фирмы «Нортон», «Nutter ring» (рис. Ж) производства компании «Зульцер». Эти насадки имеют отбортованные края, что повышает их механическую прочность. К этой группе насадок относится также насадка «Инжехим». Насадка изготавливается штамповкой из листового металла и имеет несколько модификаций и типоразмеров (рис. И).



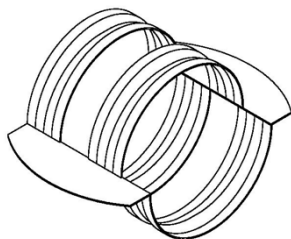
*Рис. Д. Насадка «Super Ring»*



*Рис. Е. Насадка «IMTP»*



*Рис. Ж. Насадка «Nutter ring»*



*Рис. И. Насадка «Инжехим»*

### ИЗУЧЕНИЕ ГИДРОДИНАМИКИ КОЛОНН С СИТЧАТЫМИ И КОЛПАЧКОВЫМИ ТАРЕЛКАМИ

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 контакта, 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. Высота слоя жидкости на тарелке регулируется высотой сливной перегородки 3, 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.

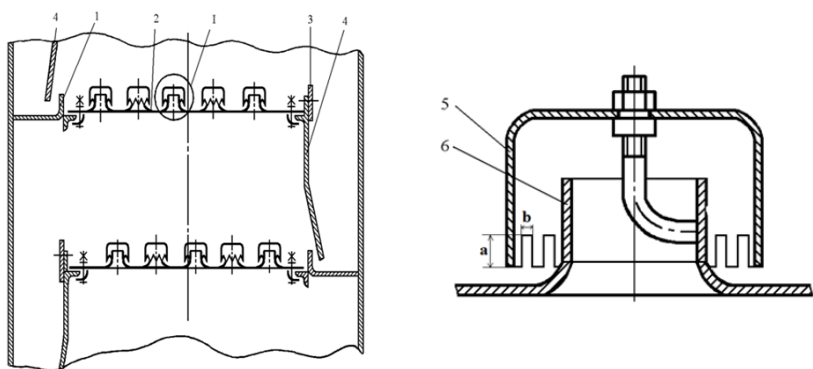


Рис. 1. Устройство колпачковой тарелки: 1 – переливная перегородка; 2 – полотно тарелки; 3 – сливная перегородка; 4 – сливная планка; 5 – колпачок; 6 – патрубок

К достоинствам колпачковых тарелок можно отнести устойчивость их работы в достаточно широком диапазоне изменения расходов (скоростей) газа. Благодаря выступу газового патрубка *б* над тарелкой жидкость не может полностью покидать тарелку даже при самых незначительных расходах газа. Эти тарелки высокоэффективны.

Основные недостатки колпачковых тарелок – 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).

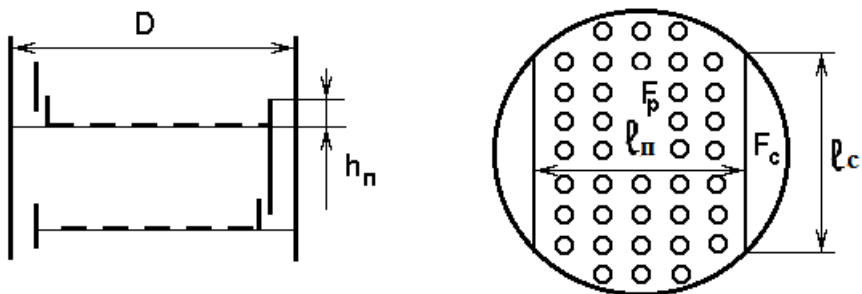


Рис. 2. Геометрические характеристики ситчатой тарелки:  
 $D$  – диаметр колонны;  $h_n$  – высота сливной планки;  $l_c$  – периметр слива;  
 $F_c$  – сечение перелива;  $F_p$  – рабочая площадь тарелки;  $l_n$  – длина пути  
 жидкости на тарелке

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 с тарелок сливается 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).

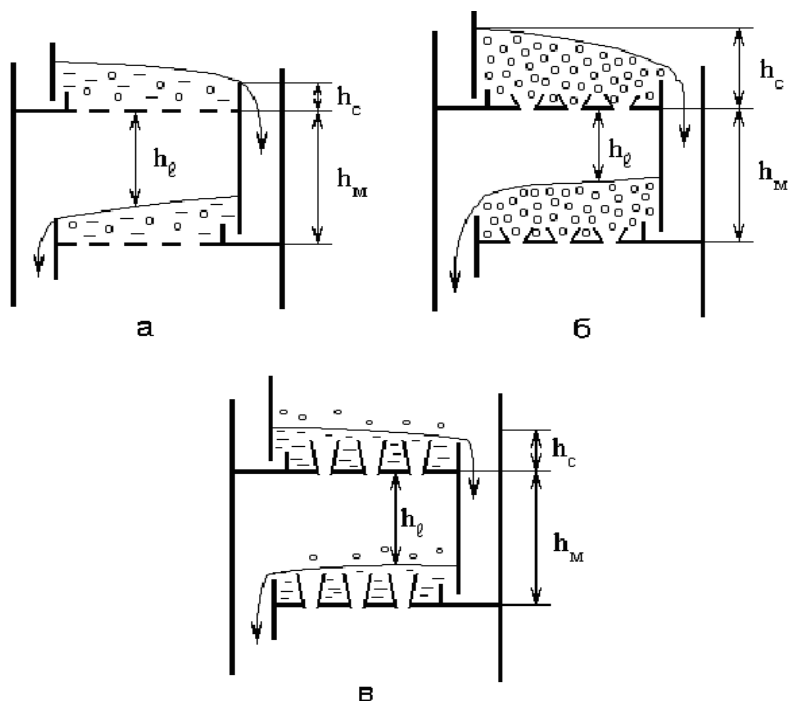


Рис. 3. Гидродинамические режимы работы тарельчатых аппаратов при перекрестном движении фаз: а – пузырьковый; б – пенный; в – струйный

Названные режимы отличаются друг от друга геометрической структурой газожидкостного слоя на тарелке. Различным гидродинамическим режимам соответствуют различные значения гидродинамического сопротивления ( $\Delta p$ ) и величины поверхности контакта фаз ( $F$ ).

*Пузырьковый режим* (рис. 3а) возникает при малых скоростях газа. Газ в виде отдельных пузырьков проходит через слой жидкости. Поверхность контакта фаз в этом режиме невелика.

*Пенный режим* (рис. 3б) 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  $h_c$  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.

*Струйный (инжекционный) режим* (рис. 3в) 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

$$\Delta p_{\text{ор}} = \Delta p_{\text{сух}} + \Delta p_{\text{ж}} + \Delta p_{\sigma}, \quad (1)$$

где  $\Delta p_{\text{сух}}$  – сопротивление сухой тарелки;  $\Delta p_{\text{ж}}$  – сопротивление газожидкостного слоя на тарелке;  $\Delta p_{\sigma}$  – сопротивление, обусловленное силами поверхностного натяжения жидкости.

Сопротивление сухой тарелки определяется по уравнению

$$\Delta p_{\text{сух}} = \xi \cdot \frac{\rho_{\text{г}} \bar{w}_0^2}{2}, \quad (2)$$

где  $\bar{w}_0$  – скорость газа в отверстиях для ситчатой тарелки или в прорезях колпачковой тарелки (скорость в живом сечении);  $\rho_r$  – плотность газа;  $\xi$  – 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

$$\Delta p_{\sigma} = \frac{4\sigma}{d_j}, \quad (3)$$

где  $\sigma$  – коэффициент поверхностного натяжения,  $d_j$  – эквивалентный диаметр. Для ситчатой тарелки  $d_j$  равен диаметру отверстия, для колпачковой тарелки – эквивалентному диаметру прорези, определяемому по соотношению

$$d_{np} = \frac{4S_{np}}{\Pi_{cm}},$$

где  $S_{np} = a \cdot b$  – площадь свободного сечения прорези;  $a$  – высота прорези;  $b$  – ее ширина;  $\Pi_{cm}$  – смоченный периметр прорези, равный

$$\Pi_{cm} = 2a + b.$$

*Сопротивление газожидкостного слоя рассчитывается по разным формулам.* В случае, когда известна высота слоя жидкости ( $h_{ж}$ ) на тарелке, оно определяется по упрощенному уравнению:

$$\Delta p_{ж} = \rho_{ж} \cdot g \cdot h_{ж}, \quad (4)$$

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 ЛАТР 7. Расход воды регулируется вентилем 8.

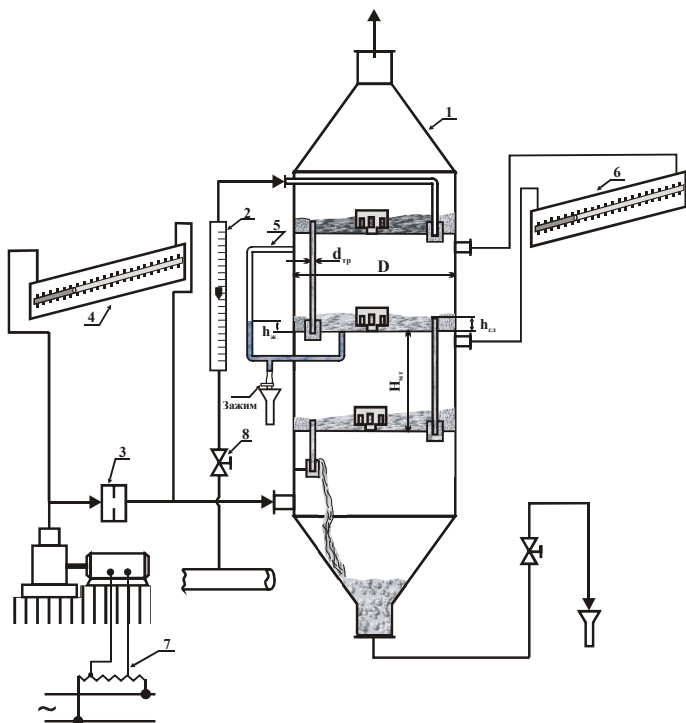


Рис. 4. Схема установки: 1 – колонна; 2 – ротаметр; 3 – диафрагма; 4 – дифманометр диафрагмы; 5 – указатель уровня жидкости; 6 – дифманометр; 7 – ЛАТР; 8 – вентиль регулирующий



Основные размеры аппарата и тарелок: диаметр аппарата  $D = 100$  мм; расстояние между тарелками  $H_{MT} = 200$  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 (живое сечение ситчатой тарелки)  $S_0 = 1,1 \cdot 10^{-3} \text{ м}^2$ .

Размеры колпачковой тарелки: диаметр газового патрубка  $d_{II} = 24$  мм; размеры прорези колпачка:  $a = 12$  мм;  $b = 2$  мм; число прорезей колпачка – 26; суммарное сечение прорезей колпачка (живое сечение колпачковой тарелки)  $S_0 = 6,24 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2$ .

### 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.

*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 мин 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  $\dot{V}_r$  определить по показаниям дифманометра 4, используя тарировочный график, помещенный на стенде установки.

Таблица 1

№ п/п	Показания дифманометра 4 $\Delta h$ , мм вод. ст.	$\dot{V}_r$ , м <sup>3</sup> /с	$\bar{w}_0$ , м/с	$\Delta p_{\text{сух}}^{\text{оп}}$ , мм вод. ст.	$\Delta p_{\text{сух}}^{\text{оп}}$ , Па	$\Delta p_{\text{сух}}^{\text{рас}}$ , 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

№ п/п	Показания диф- манометра 4, $\Delta h$ , мм вод. ст.	Показания ротаметра	$\dot{V}_г$ , м <sup>3</sup> /с	$\dot{V}_{ж}$ , м <sup>3</sup> /с	$h_{ж}$ , мм	$\Delta p_{оп}^{оп}$ , мм вод. ст.
Ситчатая тарелка						
Колпачковая тарелка						

*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  $\xi = 1,8$ , а для колпачковой тарелки –  $\xi = 5,0$ ; 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 °С.

Полученные опытные и расчетные результаты записываются в табл. 3 отдельно для ситчатой и колпачковой тарелок.

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).

Таблица 3

№ п/п	$\bar{w}_0$ , м/с	$\Delta p_{\sigma}$ , Па	$\Delta p_{ж}$ , Па	$\Delta p_{op}$ . Па	
				опытные	расчетные
Ситчатая тарелка					
Колпачковая тарелка					

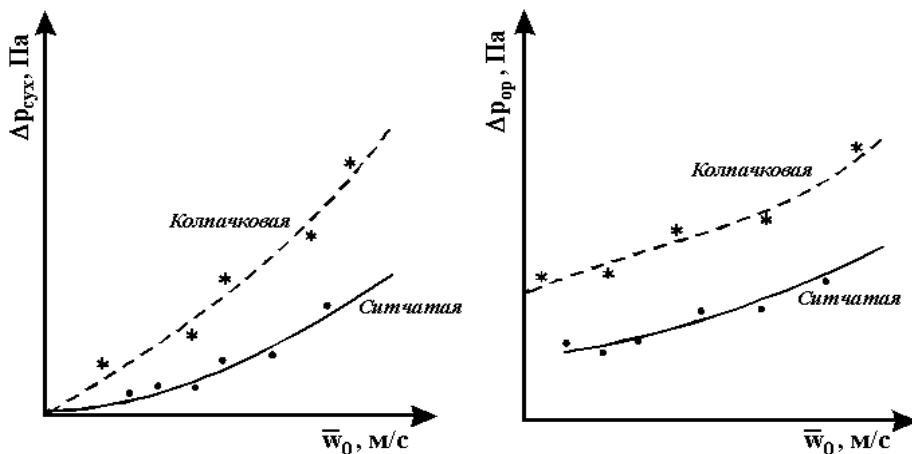


Рис. 5. Зависимость  $\Delta p$  от  $\bar{w}_0$  Обозначения: для колпачковой тарелки: ---- – расчет; \* – опыт; для ситчатой тарелки: — — – расчет; • – опыт

### 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.

## ТЕМА 20

### ИЗУЧЕНИЕ ГИДРОДИНАМИКИ КОЛОНН С КЛАПАННЫМИ И ДЫРЧАТЫМИ ТАРЕЛКАМИ

Тарельчатые колонные аппараты широко применяются в нефтехимической, химической и других отраслях промышленности при разделении бинарных и многокомпонентных смесей, при очистке газов от пыли и т. д.

Тарельчатые аппараты представляют собой вертикальные цилиндрические колонны, внутри которых на определенном расстоянии друг от друга по высоте размещаются горизонтальные тарельчатые контактные устройства, предназначенные для увеличения поверхности контакта газовой и жидкой фаз. Тарельчатые аппараты работают при противоточном движении фаз, при этом жидкая фаза подается в верхнюю часть колонны и движется вниз, перетекая самотеком с одной тарелки на другую, а газовая фаза подается в нижнюю часть и поднимается вверх, барботируя на каждой тарелке через слой жидкости в виде пузырьков и струй. Таким образом, в тарельчатых колоннах реализуется ступенчатый контакт фаз.

По способу слива жидкости с тарелки на тарелку бывают тарелки со сливными устройствами и без них (*провальные*). Наибольшее распространение получили колпачковые, ситчатые и клапанные тарелки. Ситчатые тарелки могут быть как со сливными устройствами, так и без них (*дырчатые*).

#### Устройство клапанных тарелок

Клапанные тарелки применяются при сильно меняющихся расходах газовой фазы. Тарелка представляет собой полотно с отверстиями, в которых установлены клапаны (рис. 1), которые могут подниматься (открываться) под действием газовой фазы. Степень открытия клапана зависит от расхода газа. При низких расходах подъем клапана мал и площадь живого сечения для прохода газа тоже мала. С повышением расхода увеличивается степень открытия клапана и, соответственно, живое сечение тарелки. Таким образом, скорость газа в живом сечении отверстий остается приблизительно постоянной при изменении

расхода газа в широких пределах, что и обеспечивает работу тарелки без провала жидкости.

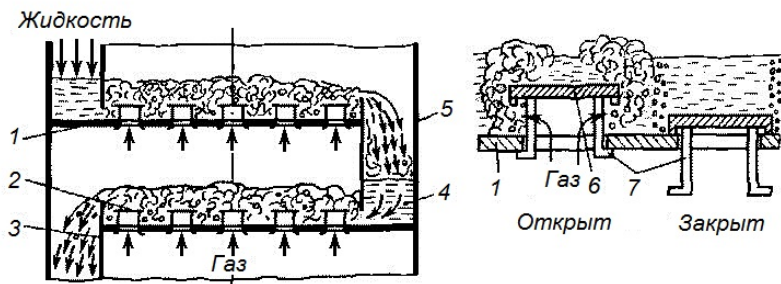


Рис. 1. Устройство клапанной тарелки: 1 – полотно тарелки; 2 – клапан; 3 – сливной карман; 4 – приемный карман; 5 – корпус колонного аппарата; 6 – диск клапана; 7 – ограничитель

К недостаткам клапанных тарелок можно отнести наличие движущихся деталей (клапанов). В случае ведения процесса с загрязненными жидкостями возможно загрязнение клапана с последующим его залипанием, что негативно сказывается на работе тарелки и колонны в целом.

### Устройство дырчатых тарелок

Дырчатая тарелка представляет собой полотно с большим числом отверстий (рис. 2).

Газ или пар проходит в отверстия и барботирует через слой жидкости, при этом жидкость стекает в отверстия в полотне навстречу газовой фазе. Таким образом, жидкость и газ проходят через одни и те же отверстия поочередно, либо одновременно в зависимости от скорости газа и уровня жидкости на тарелке. Отверстия в провальных тарелках несколько крупнее, чем в тарелках с переливными устройствами.

К недостаткам колонн с дырчатыми тарелками можно отнести небольшой диапазон изменения расхода газа; 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 появляется необходимость нового пуска колонны.

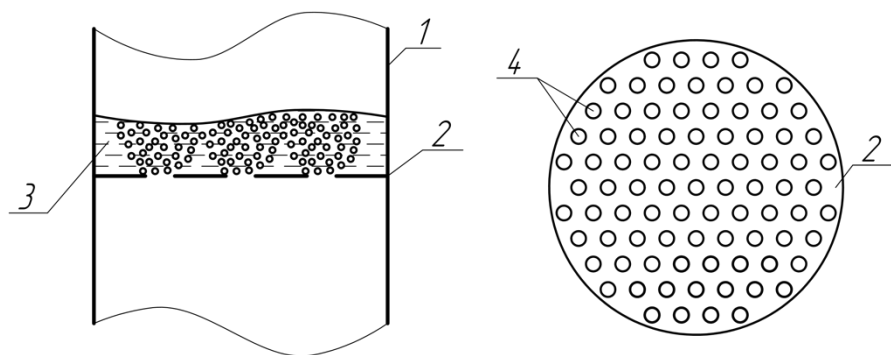


Рис. 2. Дырчатая тарелка: 1 – корпус колонного аппарата; 2 – полотно тарелки; 3 – газожидкостный слой; 4 – отверстия

К достоинствам дырчатых тарелок относятся: простота устройства; легкость монтажа и ремонта; сравнительно низкое гидравлическое сопротивление; достаточно высокая эффективность процессов массообмена.

### Гидродинамические режимы работы тарельчатых колонн

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 расходом жидкости и физическими свойствами фаз.

В зависимости от скорости газа могут возникать три основных гидродинамических режима их работы: пузырьковый, пенный, струйный (инжекционный). Названные режимы отличаются друг от друга геометрической структурой газожидкостного слоя на тарелке. Различным гидродинамическим режимам соответствуют различные значения гидродинамического сопротивления ( $\Delta p$ ) и величины поверхности контакта фаз ( $F$ ).

*Пузырьковый режим* возникает при малых скоростях газа. Газ в виде отдельных пузырьков проходит через слой жидкости. Поверхность контакта фаз в этом режиме невелика.

*Пенный режим* 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 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 вышерасположенные тарелки, что уменьшает среднюю движущую силу массопередачи.

*Струйный (инжекционный) режим* 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.

### **Расчет гидравлического сопротивления в колоннах с клапанными тарелками**

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. Это сопротивление называется гидравлическим. Причем гидравлическое сопротивление окажется тем больше, чем больше число тарелок в колонне и чем выше уровень жидкости на тарелке.

Гидравлическое сопротивление каждой тарелки складывается из сопротивления газу сухой тарелки, сопротивления слоя жидкости (гидростатического давления) и сопротивления движению газа силы поверхностного натяжения жидкости.

В связи с этим гидравлическое сопротивление орошаемой тарелки рассчитывается по формуле

$$\Delta P_{\text{ор}} = \Delta P_{\text{сух}} + \Delta P_{\text{ж}} + \Delta P_{\sigma}, \quad (1)$$

где  $\Delta P_{\text{сух}}$  – сопротивление сухой тарелки, Па;  $\Delta P_{\text{ж}}$  – сопротивление газожидкостного слоя на тарелке, Па;  $\Delta P_{\sigma}$  – сопротивление, обусловленное силами поверхностного натяжения жидкости, Па.

Сопротивление сухой клапанной тарелки определяется по уравнению

$$\Delta P_{\text{сyx}} = \frac{mg}{S_0} \cdot w_0^{0,15}, \quad (2)$$

где  $m$  – масса клапана, кг;  $S_0$  – площадь отверстия под клапаном (живое сечение тарелки), м<sup>2</sup>;  $w_0$  – фиктивная скорость газа в отверстиях, м/с.

Потеря давления на преодоление силы поверхностного натяжения жидкости при входе газа в слой жидкости определяется по формуле

$$\Delta P_{\sigma} = \frac{4\sigma}{d}, \quad (3)$$

где  $d$ , – эквивалентный диаметр, для клапанной тарелки равный диаметру отверстия под клапаном, м,  $\sigma$  – коэффициент поверхностного натяжения, Н/м.

При значительных расходах жидкости ее уровень на тарелке устанавливается выше уровня сливной перегородки на величину  $h_c$ , представляющую собой высоту водослива (рис. 3). В случае если в сливное устройство стекает чистая жидкость (не содержит газа), высоту  $h_0$  газожидкостного слоя на тарелке приближенно можно считать равной

$$h_0 = h_{\text{пер}} + h_c, \quad (4)$$

где  $h_{\text{пер}}$  – высота сливной перегородки, м.

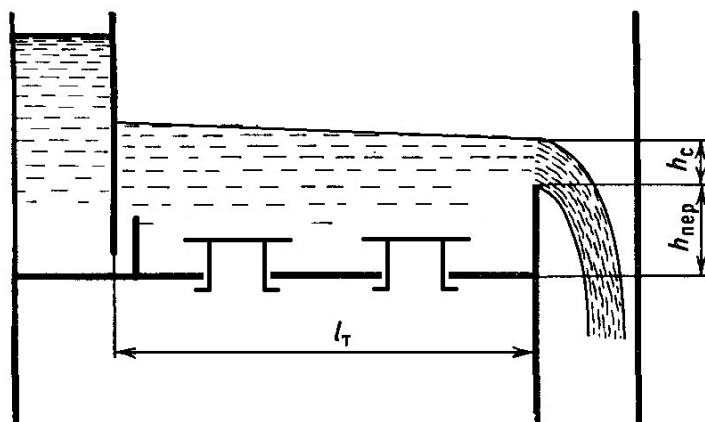


Рис. 3. Высота водослива в тарельчатых колоннах с переливным устройством



Высоту водослива при заданном расходе жидкости можно рассчитать по формуле

$$h_c = 0,667q^{2/3}, \quad (5)$$

где  $q = \frac{\dot{V}_ж}{\Pi}$  – объемный расход жидкости, приходящийся на единицу периметра  $\Pi$  сливной перегородки, м<sup>2</sup>/с.

Тогда сопротивление газожидкостного слоя на тарелке можно определить из выражения

$$\Delta P_ж = \rho_ж g h_0, \quad (6)$$

где  $\rho_ж$  – плотность жидкости, кг/м<sup>3</sup>.

### Расчет гидравлического сопротивления в колоннах с дырчатыми тарелками

Гидравлическое сопротивление дырчатой провальной тарелки в общем случае определяется по уравнению (1). Однако в дырчатых тарелках при малых скоростях газа сопротивление сухой тарелки по сравнению с другими слагаемыми пренебрежимо мало, поэтому его исключают из расчета.

Сопротивление, обусловленное силами поверхностного натяжения жидкости, для дырчатых тарелок определяется по уравнению

$$\Delta P_\sigma = \frac{4\sigma}{1,3d_0 + 0,08d_0^2}, \quad (7)$$

где  $d_0$  – диаметр отверстия, м.

Сопротивление газожидкостного слоя на тарелке для дырчатых тарелок определяется по уравнению

$$\Delta P_ж = A^2 \frac{\rho_r w_0^2}{2} \quad (8)$$

где  $w_0$  – фиктивная скорость газа в отверстиях тарелки, м/с;  $A$  – параметр, зависящий от режима взаимодействия газа с жидкостью на тарелке.

Для лабораторной установки параметр  $A$  можно определить по эмпирической зависимости:

$$A = 25,3 \left( \frac{\dot{L}}{S} \right)^{-0,17} \left( \frac{\dot{L}}{G} \right)^{0,61} \left( \frac{\rho_r}{\rho_ж} \right)^{0,35}, \quad (9)$$

где  $\dot{L} = \rho_{\text{ж}} \dot{V}_{\text{ж}}$ ,  $\dot{G} = \rho_{\text{г}} \dot{V}_{\text{г}}$  – массовые расходы жидкости и газа, соответственно, кг/м<sup>3</sup>;  $S = \frac{\pi D^2}{4}$  – поперечное сечение колонного аппарата, м<sup>2</sup>;  $\rho_{\text{г}}$ ,  $\rho_{\text{ж}}$  – плотности газа и жидкости, соответственно, кг/м<sup>3</sup>.

### Цель работы:

- 1) визуальное наблюдение режимов работы клапанной и дырчатой тарелок;
- 2) экспериментальное определение гидравлического сопротивления сухой тарелки (только для клапанной);
- 3) экспериментальное определение гидравлического сопротивления орошаемой тарелки;
- 4) расчетное определение гидравлического сопротивления сухой и орошаемой тарелки;
- 5) сравнение экспериментальных и расчетных результатов.

### Описание установки

Установка (рис. 4) состоит из моделей тарельчатых колонных аппаратов 1, жидкостного расходомера 2 для измерения расхода воды, цифрового дифманометра 3 для измерения расхода воздуха, вентиля 4 для регулирования расхода воды, цифровых дифманометров 5 для измерения перепада давления на тарелках, воздухоподогревателя с однофазным электродвигателем 6, лабораторного автотрансформатора 7 для регулирования частоты вращения ротора электродвигателя с целью изменения расхода воздуха в колонне, трехходовых кранов 8 для переключения направления движения воздуха и воды с одной колонны на другую. В колоннах установлены клапанная тарелка 9 с переливной трубкой 10 и дырчатая тарелка 11. Модели аппаратов  $\varnothing 90$  мм выполнены из органического стекла.

Параметры клапанной тарелки: диаметр отверстия под клапан  $d_0 = 30$  мм, масса клапана  $m = 18$  г, периметр сливной перегородки (трубки)  $\Pi = 0,0471$  м, высота сливной перегородки (трубки)  $h_{\text{пер}} = 30$  мм, живое сечение тарелки  $S_0 = 7,07 \cdot 10^{-4}$  м<sup>2</sup>.

Параметры дырчатой тарелки: диаметр отверстий  $d_0 = 4$  мм, живое сечение тарелки  $S_0 = 1,52 \cdot 10^{-3}$  м<sup>2</sup>.

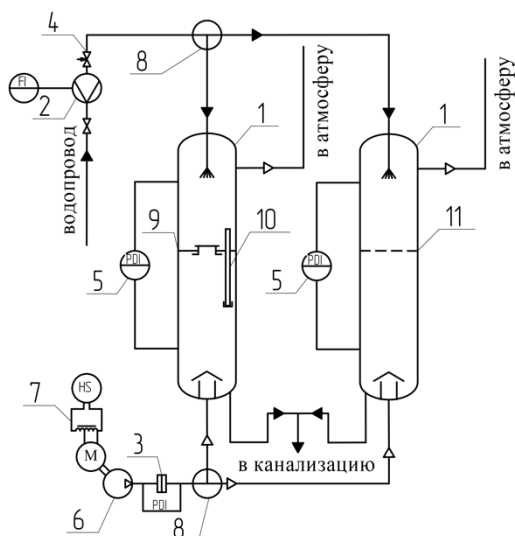


Рис. 4. Схема установки: 1 – колонна; 2 – жидкостный расходомер; 3 – дифманометр; 4 – вентиль; 5 – дифманометр; 6 – воздуходувка; 7 – ЛАТР; 8 – трехходовой кран; 9 – клапанная тарелка; 10 – сливная трубка; 11 – дырчатая тарелка

## Порядок проведения работы

1. Включить установку.
2. Переключить трехходовые краны на исследуемую колонну.
3. Получить опытные данные для построения зависимости гидравлического сопротивления сухой клапанной тарелки от фиктивной скорости  $\Delta p_{\text{сх}}^3 = \Delta p(w_0)$ . Для этого установить соответствующие расходы воздуха вращением ручки ЛАТР, которые измеряются цифровым дифманометром 3, замерить перепад  $\Delta p_{\text{сх}}^3$  по цифровому дифманометру 5. Произвести измерения для 5 различных расходов газа.

*Внимание!* В связи с малым сопротивлением дырчатой тарелки, эксперименты проводятся только для колонны с клапанной тарелкой.

4. Получить опытные данные для построения зависимости гидравлического сопротивления орошаемой тарелки от фиктивной скорости газа  $\Delta p_{\text{ор}}^3 = \Delta p(w_0)$  при заданном преподавателем расходе воды (для клапанной тарелки –  $20 \div 30 \cdot 10^{-6} \text{ м}^3/\text{с}$ , для дырчатой –  $30 \div 40 \cdot 10^{-6} \text{ м}^3/\text{с}$ ),

который установить вентилем 4 и контролировать по жидкостному расходомеру 2. Замерить сопротивление тарелки  $\Delta p_{\text{ор}}^3$  для тех же расходов газа, как и в опыте для сухой тарелки.

5. Значение объемных расходов газа определить по показаниям дифманометра 3 с использованием тарировочного графика, помещенного на стенде установки. Результаты экспериментов занести в табл. 1 для сухой тарелки и в табл. 2 для орошаемой тарелки.

Таблица 1

№ п/п	Показания дифманометра 3, Па	$\dot{V}_r$ , м <sup>3</sup> /с	$\bar{w}_0$ , м/с	$\Delta p_{\text{сух}}^{\text{оп}}$ , Па	$\Delta p_{\text{сух}}^{\text{рас}}$ , Па
Клапанная тарелка					

Таблица 2

Опытные и расчетные результаты для орошаемой тарелки

№ п/п	Показания дифманометра 3, Па	$\dot{V}_r$ , м³/с	$\dot{V}_{ж}$ , м³/с	$w_0$ , м/с	$\Delta p_{\sigma}$ , Па	$\Delta p_{ж}$ , Па	$\Delta p_{ор}$ , Па	
							опыт ные	рас- чет- ные
Клапанная тарелка								
Дырчатая тарелка								

## Обработка опытных данных

### Сухая тарелка

1. Определить скорость газа в отверстиях для всех опытов:

$$w_0 = \frac{\dot{V}_r}{S_0},$$

где  $S_0$  – живое сечение тарелки.

2. Рассчитать сопротивление сухой клапанной тарелки  $\Delta p_{\text{сух}}^{\text{рас}}$  по уравнению (2).
3. Занести результаты расчета в табл. 1.

#### *Орошаемая клапанная тарелка*

1. Рассчитать сопротивление, обусловленное силами поверхностного натяжения жидкости  $\Delta p_{\sigma}$  по уравнению (3).
2. По уравнениям (4)–(6) рассчитать сопротивление газожидкостного слоя на тарелке  $\Delta p_{\text{ж}}$ .
3. Определить сопротивление орошаемой тарелки по уравнению (1).
4. Результаты расчетов занести в табл. 2.

#### *Орошаемая дырчатая тарелка*

1. Рассчитать сопротивление, обусловленное силами поверхностного натяжения жидкости  $\Delta p_{\sigma}$  по уравнению (7).
2. По уравнениям (8)–(9) рассчитать сопротивление газожидкостного слоя на тарелке  $\Delta p_{\text{ж}}$ .
3. Определить сопротивление орошаемой тарелки по уравнению (1), принимая  $\Delta p_{\text{сух}} = 0$ .
4. Результаты расчетов занести в табл. 2.

### **Контрольные вопросы**

1. Назначение и устройство колонн с тарельчатыми контактными устройствами.
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 клапанных и дырчатых провальных тарелок. Поясните схему установки.

## ТЕМА 21

### ИЗУЧЕНИЕ ПРОЦЕССА ДИСТИЛЛЯЦИИ

*Дистилляция* – процесс разделения жидких смесей за счет частичного испарения при кипении с последующей конденсацией пара. Дистиллят, образующийся при конденсации пара, содержит больше легколетучих компонентов, а неиспарившаяся жидкость – труднолетучих и нелетучих компонентов.

Частный случай дистилляции - термическое обессоливание воды – процесс испарения воды при ее кипении с последующей конденсацией пара, в результате чего раствор солей остается в аппарате-испарителе, а в конденсаторе образуется дистиллированная вода, практически лишенная всех 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 фазовое 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  $\dot{Q}_{\text{ст}}$ . 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

$$\sum \dot{G}_{\text{вх}} = \sum \dot{G}_{\text{вых}},$$

где  $\sum \dot{G}_{\text{вх}}$  – сумма массовых потоков, входящих в систему;  $\sum \dot{G}_{\text{вых}}$  – сумма массовых потоков, выходящих из системы, за единицу времени.

Уравнение материального баланса установки записывается в виде:

$$\dot{G}_{\text{н}} = \dot{G}_{\text{д}} + \dot{G}_{\text{сл}} + \dot{G}_{\text{пар}}, \quad (1)$$

где  $\dot{G}_{\text{н}}$  – расход воды, поступающей на установку, кг/с;  $\dot{G}_{\text{д}}$  – расход дистиллированной воды, кг/с;  $\dot{G}_{\text{сл}}$  – расход воды, сливаемой в канализацию, кг/с;  $\dot{G}_{\text{пар}}$  – 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):

$$\dot{Q}_{\text{т}} = J \cdot U, \text{ Вт};$$

б) с поступающей водой:

$$\dot{Q}_{\text{н}} = \dot{G}_{\text{н}} \cdot c_{\text{н}} \cdot T_{\text{н}}, \text{ Вт},$$

где  $c_{\text{н}}$  – удельная теплоемкость воды при заданной температуре, Дж/(кг °С);  $T_{\text{н}}$  – начальная температура воды, °С;  $J$  – сила тока в сети электропитания, А;  $U$  – напряжение, В.

Расход тепла:

а) с дистиллированной водой:

$$\dot{Q}_{\text{д}} = \dot{G}_{\text{д}} \cdot c_{\text{д}} \cdot T_{\text{д}}, \text{ Вт};$$

б) с водой, сливаемой в канализацию:

$$\dot{Q}_{\text{сл}} = \dot{G}_{\text{сл}} \cdot c_{\text{сл}} \cdot T_{\text{сл}}, \text{ Вт};$$

в) с избытком пара, который выходит через впаянный штуцер:

$$\dot{Q}_{\text{пар}} = \dot{G}_{\text{пар}} \cdot i, \text{ Вт};$$

г) потери тепла в окружающую среду от стенок аппарата

$$\dot{Q}_{\text{п}}, \text{ Вт}.$$

Здесь  $T_{\text{д}}$ ,  $T_{\text{сл}}$  – температура дистиллята и сливаемой воды соответственно, °С;  $i = 2679 \cdot 10^3$  Дж/кг – теплосодержание пара при  $T = 100$  °С.

Уравнение теплового баланса будет иметь вид:

$$\dot{Q}_{\text{т}} + \dot{G}_{\text{н}} \cdot c_{\text{н}} \cdot T_{\text{н}} = \dot{G}_{\text{д}} \cdot c_{\text{д}} \cdot T_{\text{д}} + \dot{G}_{\text{сл}} \cdot c_{\text{сл}} \cdot T_{\text{сл}} + \dot{G}_{\text{пар}} \cdot i + \dot{Q}_{\text{п}}. \quad (2)$$

Уравнение (2) позволяет определить экспериментальную величину потерь тепла в окружающую среду  $\dot{Q}_{\Pi}^3$ . Расчетное значение теплотерь от отдельных участков поверхности аквадистиллятора в окружающую среду теплоотдачей от стенки в окружающую среду определяют по уравнению

$$\dot{Q}^p = \alpha_{CT} \cdot F \cdot (T_{CT} - T_{B-X}), \quad (3)$$

где  $\alpha_{CT} = \alpha_{Л} + \alpha_{К}$  – суммарный коэффициент теплоотдачи в окружающую среду лучеиспусканием и конвекцией, Вт/(м<sup>2</sup> · °С);  $F$  – площадь поверхности теплоотдачи, м<sup>2</sup>;  $T_{CT}$  – температура поверхности стенки, °С;  $T_{B-X}$  – температура окружающего воздуха, °С.

В инженерных расчетах  $\alpha_{CT}$  определяют по эмпирической зависимости:

$$\alpha_{CT} = 9,3 + 0,058 \cdot T_{CT}. \quad (4)$$

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 КПД ( $\eta_{\text{э}}$ ) и расчетного КПД ( $\eta_{\text{р}}$ ) необходимо учитывать потери тепла с паром из штуцера 10 и от поверхности аппарата:

$$\eta = (\dot{Q}_T - \dot{Q}_{\text{ПАР}} - \dot{Q}_{\Pi}) / \dot{Q}_T, \quad (5)$$

где  $\dot{Q}_{\Pi}$  – либо экспериментальные ( $\dot{Q}_{\Pi}^3$ ), либо расчетные потери тепла ( $\sum \dot{Q}^p$ ) в окружающую среду соответственно, Вт.

Расчетные потери тепла через поверхность установки:

$$\sum \dot{Q}^p = \dot{Q}_{\text{ЦЧ}}^p + \dot{Q}_{\text{ПАТ}}^p + \dot{Q}_{\text{КОНД}}^p, \quad (6)$$

где  $\dot{Q}_{\text{ЦЧ}}^p$  – потеря тепла цилиндрической частью кожуха, Вт;  $\dot{Q}_{\text{ПАТ}}^p$  – потеря тепла поверхностью патрубка, Вт;  $\dot{Q}_{\text{КОНД}}^p$  – потеря тепла поверхностью конденсатора, 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.

### **Описание установки**

Принцип действия аквадистиллятора основан на конденсации испарившегося растворителя (воды). Основными частями установки являются аквадистиллятор и электрощит. Аквадистиллятор состоит из испарителя 2, электронагревателя 4, датчика уровня 5, конденсатора 9, уравнивателя 13 (рис. 1). Испаритель 2 посредством патрубка 6 соединен с конденсатором 9, состоящим из двух самостоятельных камер, внутренней 7 и наружной 8, вмонтированных одна в другую. Во время работы установки водопроводная вода через ротаметр 24 непрерывно поступает по штуцеру 15 в наружную камеру конденсатора, охлаждает стенку камеры 7 и нагревается. Далее нагретая вода перетекает по сливной трубке 11 и часть ее через уравниватель 13 поступает в испаритель 2, заполняет его до установленного уровня, а большая часть воды через уравниватель 13 по штуцеру 12 стекает в канализацию.

Уравниватель 13 предназначен для постоянного поддержания необходимого уровня воды в испарителе 2, где вода нагревается до температуры кипения. Образующийся при этом пар поступает во внутреннюю камеру 7 конденсатора, соприкасаясь с охлажденной стенкой, конденсируется на ней, и конденсат (дистиллят) вытекает через штуцер 16 в сборник дистиллята или в мерный цилиндр.

Установка снабжена автоматическим устройством – датчиком уровня 5, предохраняющим электронагреватели от перегорания в случае понижения уровня воды ниже допустимого.

Снаружи испаритель защищен кожухом 3 футерованный слоем теплоизоляции 30. Чтобы предотвратить повышение давления в испарителе, в стенке конденсатора предусмотрен штуцер 10, через который выходит небольшой избыток пара ( $G_{\text{пар}}$ ).

Для защиты от поражения электрическим током аппарат изготовлен по классу 1 в соответствии с ГОСТ 12.2.025.

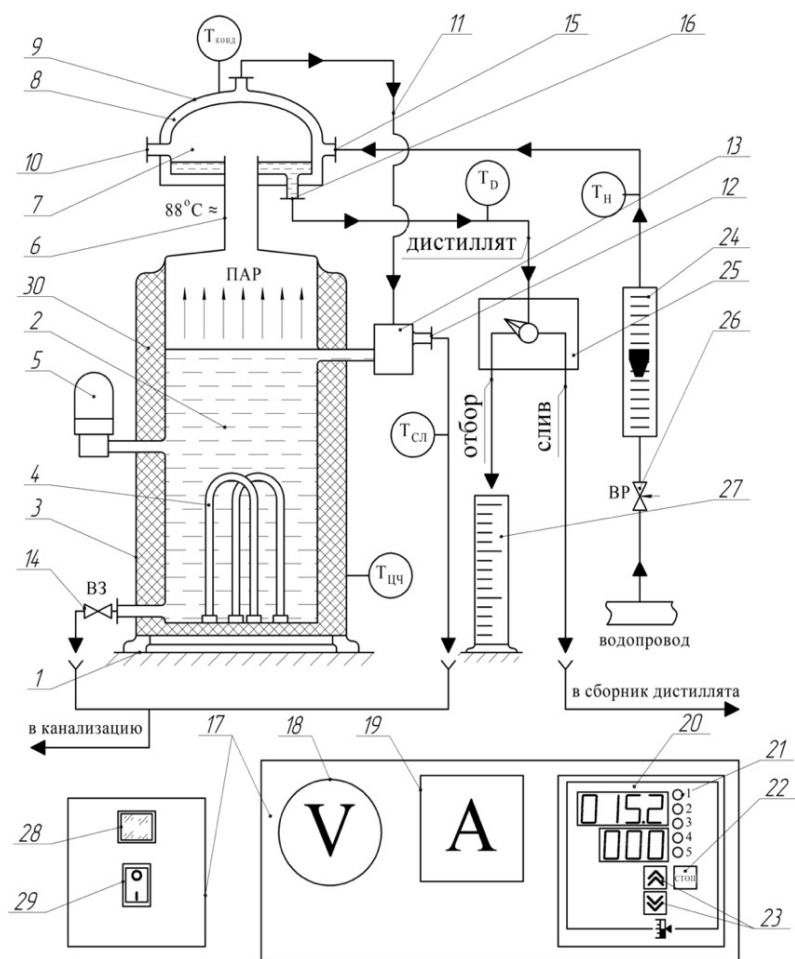


Рис. 1. Схема установки аквадистиллятора: 1 – основание; 2 – испаритель; 3 – кожух; 4 – электронагреватель; 5 – датчик уровня; 6 – патрубок; 7 – внутренняя камера; 8 – наружная камера; 9 – конденсатор; 10 – итуцер; 11 – сливная трубка; 12 – итуцер; 13 – уравниль; 14 – сливной кран; 15 – итуцер питания; 16 – итуцер дистиллята; 17 – электроцит; 18 – вольтметр; 19 – амперметр; 20 – измеритель температуры; 21 – индикаторы термопар; 22 – кнопка «СТОП»; 23 – кнопки переключения термопар; 24 – ротаметр РС-3; 25 – кран отбора дистиллята; 26 – вентиль; 27 – мерный цилиндр; 28 – световой индикатор «НАГРЕВ»; 29 – кнопка включения и выключения установки; 30 – теплоизоляция

## Порядок проведения работы

По заданию преподавателя установить с помощью регулирующего вентиля ВР расход воды в аквадистилляторе в диапазоне 40–60 делений ротаметра 24 (РС-3). Подать напряжение на электроцит установки, включив кнопку включателя и выключателя. Перевести кнопку 29 на электроците 17 в положение «1», при этом загорается световой индикатор 28 «НАГРЕВ». Если в испарителе не будет необходимого уровня воды, датчик уровня автоматически выключает электронагреватели, а индикатор 28 гаснет.

1. По показаниям вольтметра 18 и амперметра 19 определяется мощность, потребляемая установкой, или тепловая нагрузка аппарата.

2. По показаниям ротаметра РС-3 и градуировочному графику (рис. 2) определяется объемный расход воды  $\dot{V}_H$ , поступающей через штуцер питания 15.

**Внимание!** Строго следить за постоянством расхода исходной воды.

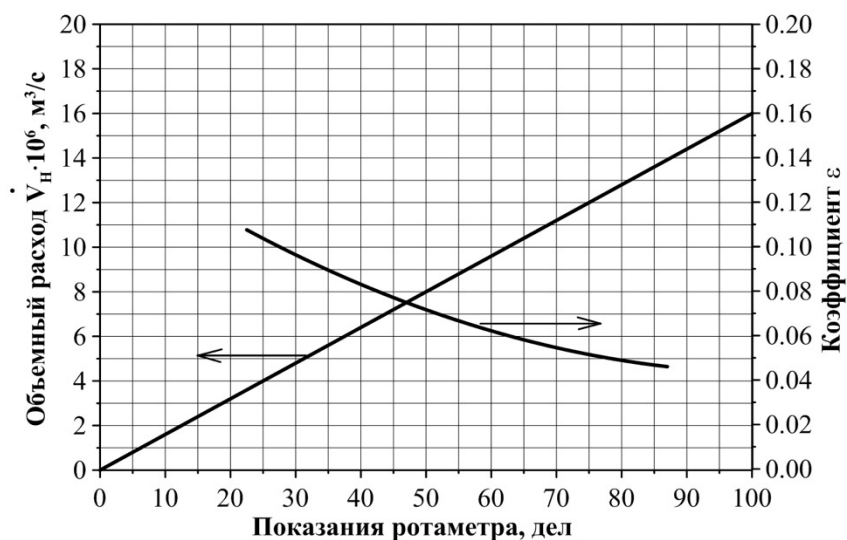


Рис. 2. Зависимость расхода жидкости и коэффициента  $\varepsilon$  от показаний ротаметра

3. С помощью мензурки и секундомера замеряется методом отсечки объемный расход дистиллированной воды  $\dot{V}_d$ , вытекающей из штуцера дистиллята 16.

4. Нажатием на кнопку 22 «СТОП» останавливаем автоматический режим переключения термопар. Показания датчиков термопар соответствует индикаторам термопар 21.

Позиции индикаторов термопар 21 на измерителе температур 20 соответствуют следующим температурам: 1 – температура воды на входе в установку  $T_H$ ; 2 – температура воды, отводимой в канализацию  $T_{СЛ}$ ; 3 – температура дистиллированной воды  $T_D$ ; 4 – средняя температура цилиндрической части кожуха испарителя  $T_{ЦЧ}$ ; 5 – средняя температура наружной камеры конденсатора  $T_{КОНД}$ . Температура окружающего воздуха  $T_{В-Х}$  определяется по термометру, находящемуся в лаборатории.

Все измеренные величины заносятся в табл. 1.

Таблица 1

№ опыта	U, В	J, А	РС-3 дел.	$\dot{V}_H \cdot 10^6$ м <sup>3</sup> /с	$\dot{V}_D \cdot 10^6$ м <sup>3</sup> /с	Температура, °С					
						$T_H$	$T_{СЛ}$	$T_D$	$T_{ЦЧ}$	$T_{КОНД}$	$T_{В-Х}$

Установку выключать в следующей последовательности:

- обесточить установку, перевести кнопку 29 в положение «0»;
- отключить воду, закрыв вентиль ВР;
- слить воду из испарителя, открыв кран 14.

При длительной эксплуатации аквадистиллятора необходимо периодически, через 2–3 ч непрерывной работы, сливать воду из испарителя, предварительно отключив установку от электросети.

*Примечание.* Перед последующей эксплуатацией установки закрыть сливной кран 14.

## Обработка опытных данных

Опытные и расчетные данные сводятся в табл. 1, 2. По показаниям амперметра и вольтметра определяется мощность, потребляемая электронагревателем для кипения воды  $\dot{Q}_T$ . Рассчитываются массовые расходы воды, поступающей на установку,  $\dot{G}_H$  и дистиллята  $\dot{G}_D$  по равенству ( $\dot{G} = \dot{V} \cdot \rho$ ). Из уравнения материального баланса (1) определяется расход воды, сливаемой в канализацию  $\dot{G}_{СЛ}$ .

Таблица 2

№ опыта	$\dot{Q}_T$	$\dot{G}_{СЛ} \cdot 10^6$	$\dot{Q}_H^э$	$\alpha_{ЦЧ}$	$\alpha_{ПАТ}$	$\alpha_{КОН}$	$\dot{Q}_{ЦЧ}$	$\dot{Q}_{ПАТ}$	$\dot{Q}_{КОНД}$	$\dot{Q}_P^P$
	Вт	кг/с	Вт	$\frac{Вт}{м^2К}$	$\frac{Вт}{м^2К}$	$\frac{Вт}{м^2К}$	Вт	Вт	Вт	Вт

К внутренней камере 7 припаян штуцер 10. Избыток образовавшегося пара выходит через него в атмосферу, обеспечивая тем самым давление пара в камере 7, равное атмосферному, и температуру кипения воды в кипятильнике, близкую к 100 °С. Расход пара  $\dot{G}_{ПАР}$  изменяется в зависимости от расхода дистиллята  $\dot{G}_D$  и определяется как  $\dot{G}_{ПАР} = \varepsilon \dot{G}_D$ . График изменения коэффициента  $\varepsilon$  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  $\dot{Q}_H^э$  от стенок аппарата.

Определяются коэффициенты теплоотдачи стенки цилиндрической части кожуха испарителя  $\alpha_{ЦЧ}$ , конденсатора  $\alpha_{КОНД}$  и штуцера  $\alpha_{ПАТ}$ , используя эмпирическую зависимость (4), в которую подставляются значения соответственно  $T_{ЦЧ}$  – температуры стенки кожуха,  $T_{КОНД}$  – температуры конденсатора,  $T_{ПАТ}$  – температуры патрубка б, равной 88 °С.

Расчетные потери тепла стенками аппарата  $\dot{Q}^P$  в уравнении (3) складываются из потерь тепла: цилиндрической частью кожуха аппарата  $\dot{Q}_{ЦЧ}$ , поверхностью штуцера  $\dot{Q}_{ПАТ}$  и конденсатора  $\dot{Q}_{КОНД}$ .

Площадь наружной поверхности цилиндрической части кожуха аппарата  $F_{цч} = 0,2763 \text{ м}^2$ . Площадь наружной поверхности штуцера  $F_{шт} = 0,04261 \text{ м}^2$ . Площадь наружной поверхности конденсатора  $F_{конд} = 0,0785 \text{ м}^2$ . Энергетический КПД установки для данного расхода воды определяют по формуле (5).

### **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. Предложите способы уменьшения потерь тепла в окружающую среду в производстве.

### ИЗУЧЕНИЕ ПРОЦЕССА МАССООТДАЧИ ПРИ РАСТВОРЕНИИ ТВЕРДОГО ВЕЩЕСТВА В АППАРАТЕ С МЕХАНИЧЕСКИМ ПЕРЕМЕШИВАНИЕМ

*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, действуют все три механизма, но перенос распределяемого вещества осуществляется преимущественно конвективным механизмом. Концентрация распределяемого вещества в нем почти одинаковая. *Пограничный слой* является областью 99 % изменения концентрации распределяемого вещества вблизи границы раздела фаз (рис. 1). Перенос вещества в пограничном слое осуществляется также за счет всех трех механизмов, но по мере приближения к поверхности раздела фаз происходит затухание конвекционных токов и турбулентных пульсаций, что приводит к возрастанию доли молекулярной 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  $\delta_2$ .

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  $C_{гр}$  и его средней концентрацией  $C_0$  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  $C_{нас}$  и движущая сила выражена разностью  $C_{нас} - C_0$ .

Скорость процесса  $\frac{dM}{dt}$ , представляющая собой количество вещества, растворяющегося за время  $dt$ , определяется по уравнению кинетики А. Н. Щукарева (уравнение массоотдачи):

$$\frac{dM}{dt} = \beta_{ж} F (C_{нас} - C_0), \quad (1)$$

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

$$\frac{dM}{dt} = DF \frac{C_{\text{нас}} - C_o}{\delta_3}, \quad (2)$$

где  $D$  – коэффициент молекулярной диффузии.

Сопоставляя уравнения (1) и (2), получим

$$\beta_{\text{ж}} = \frac{D}{\delta_3}. \quad (3)$$

Для стационарных процессов (2) можно переписать в виде

$$\frac{M}{t} = \frac{D}{\delta_3} F(C_{\text{нас}} - C_o), \quad (4)$$

где  $\frac{M}{t}$  – количество вещества, растворяющегося в единицу времени.

Из уравнения (3) видно, что коэффициент массоотдачи обратно пропорционален толщине  $\delta_3$  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).

Известно, что процесс массоотдачи в аппаратах с мешалкой может быть описан обобщенным уравнением подобия:

$$Nu'_{\text{ж}} = B(Re_m)^m (Pr'_{\text{ж}})^a (Fo'_{\text{ж}})^k \left( \frac{l_1}{d_m} \right)^{p1} \left( \frac{l_2}{d_m} \right)^{p2} \left( \frac{D_{\text{экр}}}{d_m} \right)^{p3}, \quad (5)$$

где  $Nu'_{\text{ж}}$  – диффузионный критерий Нуссельта:

$$Nu'_{\text{ж}} = \frac{\beta_{\text{ж}} d_m}{D}, \quad (6)$$

где  $D$  – коэффициент молекулярной диффузии для NaCl в воде при температуре процесса растворения,  $\text{м}^2/\text{с}$ ;  $d_m$  – диаметр окружности, ометаемой лопастью мешалкой,  $\text{м}$  (определяющий размер),  $D_{\text{экв}}$  – эквивалентный диаметр таблетки,  $\text{м}$ .

Критерий Рейнольдса  $Re_m$  для лопастной мешалки вычисляется по формуле

$$Re_m = \frac{\rho d_m^2 n}{\mu}, \quad (7)$$

где  $\rho$  – плотность жидкости,  $\text{кг}/\text{м}^3$ ;  $n$  – частота вращения мешалки,  $1/\text{с}$ ;  $\mu$  – динамический коэффициент вязкости,  $\text{Па}\cdot\text{с}$ ;  $Pr'_j$  – диффузионный критерий Прандтля:

$$Pr'_j = \frac{\mu}{\rho D}; \quad (8)$$

$\frac{\ell_1}{d_1}, \frac{\ell_2}{d_1}$  – геометрические симплексы, представляющие собой отношение

геометрических размеров аппаратов к определяющему размеру;  $Fo'_j$  – диффузионный критерий Фурье:

$$Fo'_j = \frac{t D}{d_m^2}, \quad (9)$$

где  $t$  – продолжительность неустановившегося процесса массоотдачи,  $\text{с}$ .

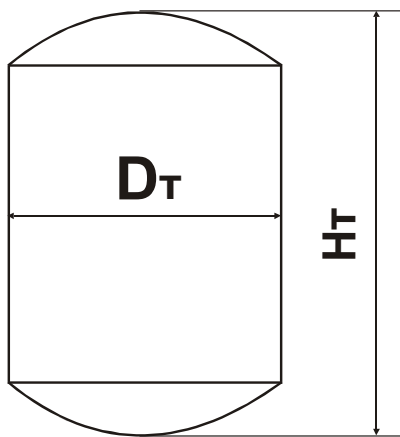


Рис. 2. Форма таблетки

Для установившегося процесса массоотдачи  $Fo'_ж = \text{const}$ . Если процесс растворения провести при постоянной температуре  $T = \text{const}$ , тогда  $Pr'_ж = \text{const}$ . При неизменных размерах мешалки и сосуда, высоты уровня жидкости геометрические симплексы подобия  $\frac{\ell_1}{d_1}, \frac{\ell_2}{d_1}$  можно

для наших опытов принять постоянными. Зависимость  $Nu'_ж$  от  $\left(\frac{D_{\text{экв}}}{d_m}\right)$

в диапазоне изменения размеров используемых таблеток незначительна, и все множители уравнения (5) за исключением  $Re_m$  составят окончательную величину  $B^*$ . Таким образом, искомое уравнение преобразуется к виду

$$Nu_{ж} = B^* Re_m^m. \quad (10)$$

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  $\lg Re_m = 0$ , позволяет определить коэффициент  $B^*$ .

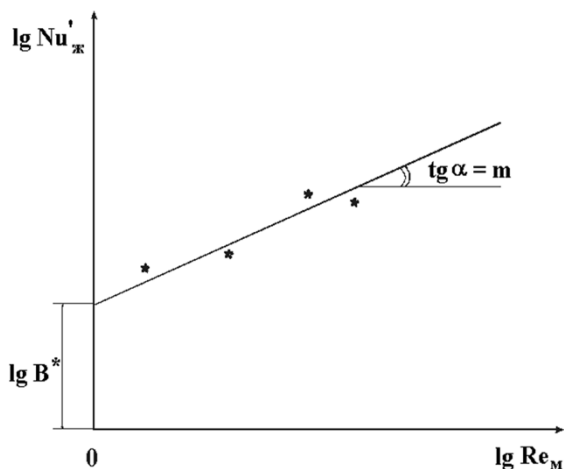


Рис. 3. Зависимость диффузионного критерия Нуссельта от критерия Рейнольдса

**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:  $D_B = 240$  мм – диаметр бачка;  $d_M = 0,66 \cdot D_B = 160$  мм – диаметр окружности, ометаемой лопастной мешалкой;  $b = 0,1 \cdot D_B = 24$  мм – ширина лопасти мешалки;  $h = 0,3 \cdot D_B = 70$  мм – глубина погружения мешалки;  $H_B = D_B$  – высота бачка; число лопастей – 2.

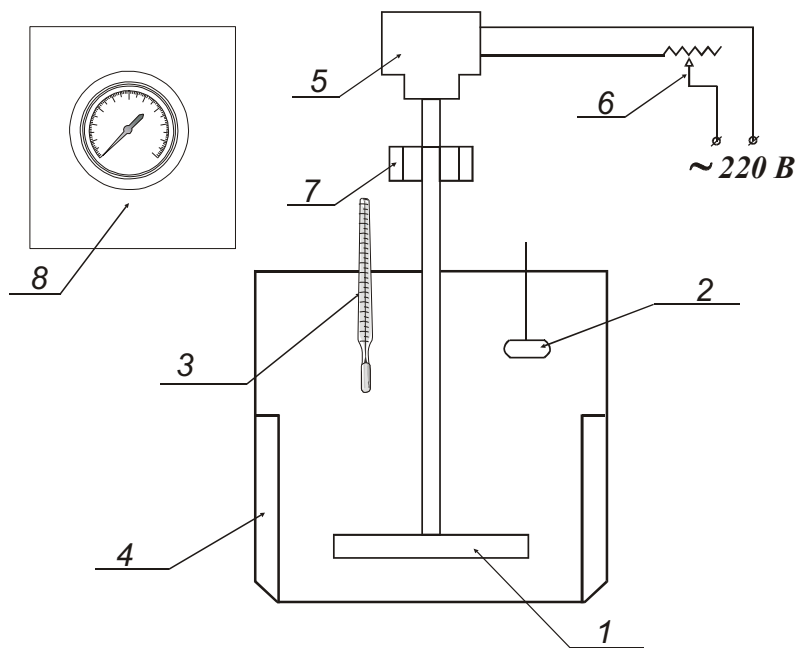


Рис. 4. Схема установки: 1 – бачок с лопастной мешалкой; 2 – таблетка; 3 – термометр; 4 – отражательные перегородки; 5 – электродвигатель; 6 – реостат; 7 – редуктор червячный; 8 – электронный тахометр

Частота вращения мешалки регулируется изменением напряжения, подводимого к коллекторному электродвигателю, и высвечивается на табло.

Температура воды замеряется термометром. Таблетка закрепляется в таблеткодержателе, поэтому она растворяется по всей поверхности равномерно.

Контрольно-измерительные приборы: аналитические весы; микрометр; термометр с ценой деления 0,1 °С; секундомер. Для выполнения работы необходимо иметь 4–5 подготовленных таблеток, примерно одинаковых по размерам.

### Порядок проведения работы

1. Наполнить бачок до указанного уровня  $H = 0,8 \cdot D_B$ .
2. Взвесить таблетки на аналитических весах с точностью до 0,01 г и пронумеровать их.
3. Обмерить таблетки и записать их размеры с точностью  $\pm 0,01$  мм ( $D_T$ ,  $H_T$  – 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 и выдержать там 60 с. По истечении контрольного отрезка времени 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

№ таблеток	$M_0$ , кг	$M$ , кг	$D_T$ , м	$H_T$ , м	$t$ , с	$n$ об/мин	$T$ , °С	$C_{нас}$ , кг/м <sup>3</sup>	$D$ , м <sup>2</sup> /с	Примечание

## Обработка опытных данных

Вычисляют поверхность таблетки:

$$F = \pi D_T (H_T + 0,5D_T), \quad \text{м}^2 \quad (11)$$

Коэффициент массоотдачи:

$$\beta_{\text{ж}} = \frac{M_0 - M}{F(C_{\text{нас}} - C_0) \cdot t}, \quad \text{м/с}, \quad (12)$$

где  $M_0$  и  $M$  – масса таблетки до и после растворения соответственно, кг. Среднюю концентрацию в основной массе раствора  $C_0$  принять равной 0. Данные о концентрациях насыщения и коэффициентах диффузии приведены в табл. 3. Вычисляют критерии  $Nu'_{\text{ж}}$  и  $Re_m$ . Определение коэффициентов  $B^*$  и  $m$  провести графическим методом (см. рис. 3) и аналитическим – по способу средних.

В рамках способа средних составляют уравнения в логарифмическом виде:

$$\lg Nu'_{\text{жи}} = \lg B_i^* + m \lg Re_{\text{ми}}. \quad (13)$$

Число уравнений равно числу проведенных опытов. Уравнения разбивают условно на две группы и складывают их. Получают два уравнения:

$$\sum_{i=1}^K \lg Nu'_{\text{жи}} = K \lg B^* + m \sum_{i=1}^K \lg Re_{\text{ми}}, \quad (14)$$

$$\sum_{i=K+1}^N \lg Nu'_{\text{жи}} = (N - K) \lg B^* + m \sum_{i=K+1}^N \lg Re_{\text{ми}}, \quad (15)$$

где  $N$  – число опытов;  $K$  – целое число, которое можно определить следующим образом:

$$K = \frac{N}{2},$$

если число опытов четное;

$$K = \frac{N-1}{2},$$

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 (10) в явном виде с использованием  $B^*$  и  $m$ , найденных графическим и аналитическим методами, и сравнивают расчетные и опытные значения критерия  $Nu'_{ж}$ . Результаты расчетов заносят в табл. 2.

Таблица 2

№ таблеток	$n, c^{-1}$	$F, M^2$	$\beta, M/c$	$Nu'_{ж\text{оп}}$	$Re_m$	$lg Nu'_{ж\text{оп}}$	$lg Re_m$	$B^*_{\text{граф}}$	$B^*_{\text{ан}}$	$m_{\text{граф}}$	$m_{\text{ан}}$	$Nu'_{ж\text{расч}}_{\text{граф}}$	$Nu'_{ж\text{расч}}_{\text{ан}}$

Таблица 3

Растворимость и коэффициент диффузии NaCl в воде

T, °C	Коэффициент диффузии NaCl в воде, $m^2/c$ [28]	Растворимость $C_{\text{нас}}$ NaCl в воде, $кг/м^3$ [28]
0	$1,475 \cdot 10^{-9}$	341
10	$1,529 \cdot 10^{-9}$	340
20	$1,583 \cdot 10^{-9}$	341
30	$1,638 \cdot 10^{-9}$	341
40	$1,691 \cdot 10^{-9}$	341

### 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.

## ИЗУЧЕНИЕ ПРОЦЕССА АБСОРБЦИИ

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:

$$\dot{M} = \dot{G}(\bar{Y}_n - \bar{Y}_k) = \dot{L}(\bar{X}_k - \bar{X}_n), \quad (1)$$

где  $\dot{G}$  и  $\dot{L}$  – расход инертного газа и жидкого поглотителя, кг/с;  $\bar{Y}_n$  и  $\bar{Y}_k$  – концентрация поглощаемого компонента на входе и выходе из абсорбера, кг абсорбтива/кг инертного газа;  $\bar{X}_n$  и  $\bar{X}_k$  – концентрация в жидкой фазе на входе и выходе из абсорбера, кг абсорбтива/кг жидкого поглотителя (абсорбента);  $\dot{M}$  – количество распределяемого компонента, переносимого из одной фазы в другую за единицу времени, кг/с.



Уравнение (1) можно записать для любого сечения аппарата:

$$\bar{Y} = \bar{Y}_n + \ell (\bar{X} - \bar{X}_k), \quad (2)$$

где  $\ell = \frac{\dot{L}}{\dot{G}}$  – 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  $\bar{Y} - \bar{X}$  является прямой линией, тангенс угла наклона которой  $\ell$ .

*Равновесие в системах газ–жидкость.* В начальный момент времени извлекаемый компонент находится в фазе **G** ( $y \neq 0, x = 0$ ). Как только фазы пришли в соприкосновение, вещество переходит в фазу **L** ( $x \neq 0$ ), 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

$$y^* = mx, \quad (3)$$

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

$$m = \frac{E}{P}, \quad (4)$$

где  $E$  – коэффициент Генри,  $P$  – давление в аппарате.

Для относительных массовых концентраций уравнение (3) имеет вид

$$\bar{Y}^* = m \frac{M_{\text{ж}}}{M_{\text{ин.г}}} \bar{X} = m' \bar{X}, \quad (5)$$

где  $M_{\text{ж}}$ ,  $M_{\text{ин.г}}$  – 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:

$$\dot{M} = K_{\bar{Y}} F \Delta \bar{Y}_{\text{cp}}, \quad (6)$$

где  $K_{\bar{Y}}$  – коэффициент массопередачи по газовой фазе;  $\Delta \bar{Y}_{\text{cp}}$  – средняя движущая сила процесса (средняя по поверхности контакта фаз разность рабочей и равновесной концентраций).

Коэффициент массопередачи по газовой фазе можно определить по уравнению

$$K_{\bar{Y}} = \frac{1}{\frac{1}{\beta_y} + \frac{m'}{\beta_x}}, \quad (7)$$

где  $\beta_y$ ,  $\beta_x$  – коэффициенты массоотдачи в фазах **G** и **L**.

При допущении о движении фаз в режиме идеального вытеснения значение средней движущей силы определяется по формуле

$$\Delta \bar{Y}_{\text{cp}} = \frac{\Delta \bar{Y}_n - \Delta \bar{Y}_k}{\ln \frac{\Delta \bar{Y}_n}{\Delta \bar{Y}_k}}, \quad (8)$$

где  $\Delta \bar{Y}_n$  – движущая сила на входе газа в абсорбер,

$$\Delta \bar{Y}_n = \bar{Y}_n - \bar{Y}^*(X_k);$$

$\Delta \bar{Y}_k$  – движущая сила на выходе газа из абсорбера,

$$\Delta \bar{Y}_k = \bar{Y}_k - \bar{Y}^*(X_n).$$

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 (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).

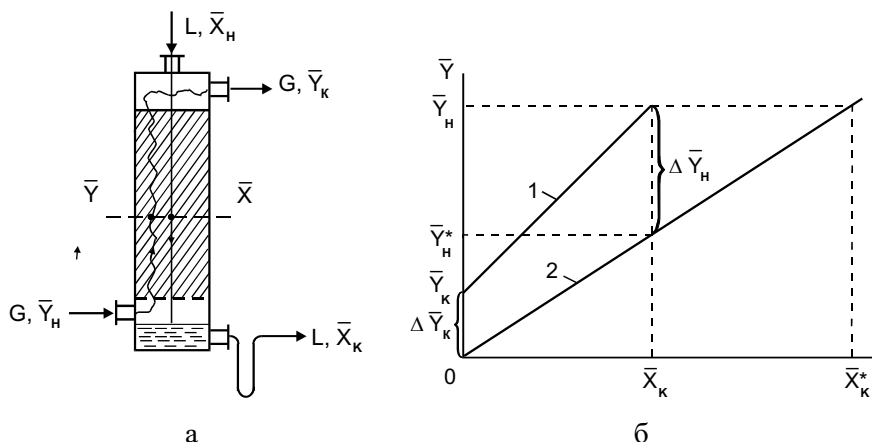


Рис. 1. Схема противоточного абсорбера (а) и графическое изображение процесса абсорбции (б): 1 – рабочая линия; 2 – линия равновесия

В качестве насадки в насадочных аппаратах может быть использован любой материал, инертный к взаимодействующим средам и обладающий большой удельной поверхностью и смачиваемостью абсорбентом. Существуют 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 насадки) 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, подвисяния, барботажном (захлебывания, эмульгирования), режиме уноса.

### Цель работы:

- 1) ознакомление с работой насадочного абсорбера; экспериментальное исследование его массообменных характеристик, определение коэффициента массопередачи (расчетного и экспериментального);
- 2) 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.

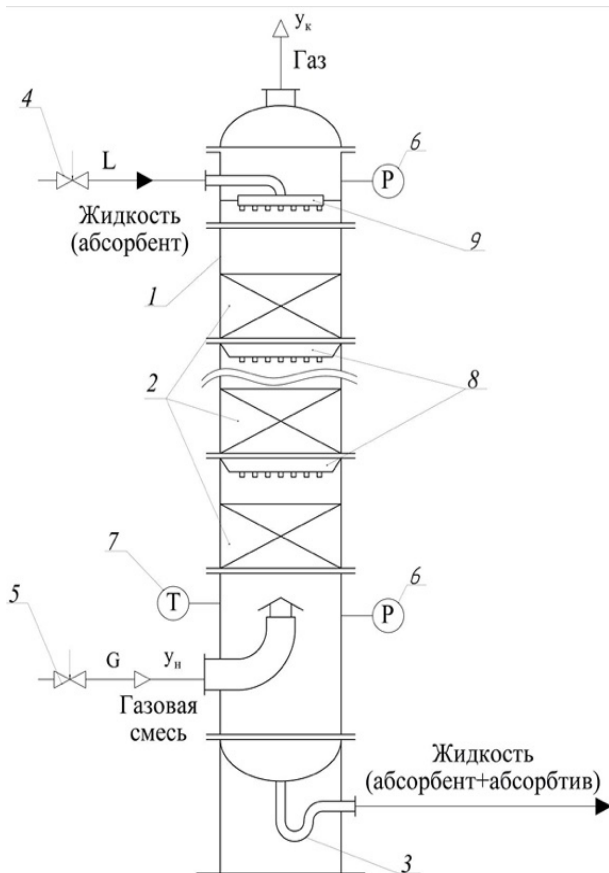


Рис. 2. Абсорбционная установка: 1 – колонна абсорбционная; 2 – насадка; 3 – гидрозатвор; 4, 5 – вентили; 6 – датчики давления; 7 – перераспределительные тарелки, 8 – распределительная тарелка

Абсорбер состоит из шести секций, заполненных насадкой из керамических колец Рашига размером  $15 \times 15 \times 2$  мм. Удельная поверхность насадки  $a = 330 \text{ м}^2/\text{м}^3$ , доля свободного объема насадки  $V_{\text{св}} = 0,7 \text{ м}^3/\text{м}^3$ , суммарная высота слоя насадки  $H = 1500$  мм. После каждой секции (кроме нижней) находится перераспределительная тарелка. Внизу расположены узел подачи газа и узел для отвода жидкости.

Вода подается через распределительную тарелку в верхнюю часть колонны, стекает по насадке и удаляется из колонны. Расход воды регулируется вентилем 4. Газовая смесь подается в нижнюю часть абсорбера, проходит через насадку и сбрасывается в атмосферу. Расход газа регулируется вентилем 5. Давление в абсорбере измеряется при помощи датчиков 6. Начальная концентрация задается в пределах  $6 \div 10$  % об., а конечная концентрация устанавливается в результате моделирования процесса.

*Внимание!* В целях обеспечения безопасных условий труда на лабораторной установке процесс физической абсорбции хлористого водорода водой имитируется на компьютере программой, моделирующей абсорбцию с учетом закономерностей реального процесса. По входным параметрам, задаваемым пользователем, программа моделирует процесс абсорбции и отображает показания датчиков на экране монитора.

### Порядок проведения работы

Установка включается в сеть питания с напряжением 220 В. После загрузки операционной системы, пользователь двойным щелчком мыши выбирает на рабочем столе программу Абсорбер. В результате на экране монитора отображается схема абсорбционной колонны и текущие показания датчиков процесса. Далее пользователь, согласно рекомендациям преподавателя, производит установку расходов жидкости, газа и начальной концентрации хлористого водорода. При этом происходит моделирование процесса абсорбции и отображение изменений датчиков колонны. Соответствующие показания датчиков заносятся в табл.1 как опытные данные.

*Внимание!* В опыте 1:

1) расход газовой смеси  $\dot{G}_{\text{см}}$  устанавливать в интервале  $(0,8 \div 1) \cdot 10^{-2} \text{ кг/с}$ ;

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

Наименование и размерность величины	Опыт		
	1	2	3
Расход газовой смеси массовый $\dot{G}_{\text{см}}$ , кг/с			
Расход воды массовый $\dot{L}$ , кг/с			
Давление в абсорбере $p$ , кПа			
Концентрация HCl в воздухе: – на входе в абсорбер $y_n$ , % об. – на выходе из абсорбера $y_k$ , % 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

№ п/п	Наименование и размерность величины	Расчетная формула	Опыт		
			1	2	3
1	2	3	4	5	6
1	Относительная массовая концентрация хлористого водорода в газе, кг/кг: – на входе в абсорбер – на выходе из абсорбера	$\bar{Y}_n = \frac{y_n}{100 - y_n} \frac{M_{\text{HCl}}}{M_{\text{возд}}}$ $\bar{Y}_k = \frac{y_k}{100 - y_k} \frac{M_{\text{HCl}}}{M_{\text{возд}}}$			
2	Расход инертного газа на входе в абсорбер, кг/с	$\dot{G} = \frac{\dot{G}_{\text{см}}}{1 + \bar{Y}_n}$			
3	Масса хлористого водорода, поглощаемого в единицу времени, кг/с	$\dot{M} = \dot{G} (\bar{Y}_n - \bar{Y}_k)$			

1	2	3	4	5	6
4	Степень извлечения хлористого водорода	$c_r = \frac{\bar{Y}_n - \bar{Y}_k}{\bar{Y}_n}$			
5	Относительная массовая концентрация хлористого водорода в жидкости в нижней части абсорбера, кг/кг	$\bar{X}_k = \dot{M}/\dot{L}$			
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	$\bar{Y}_n^* = m' \bar{X}_k$			
8	Движущая сила процесса абсорбции, кг/кг: – внизу абсорбера – вверху абсорбера	$\Delta \bar{Y}_n = \bar{Y}_n - \bar{Y}_n^*$ $\Delta \bar{Y}_k = \bar{Y}_k - \bar{Y}_k^* (\bar{Y}_k^* = 0)$			
9	Средняя движущая сила, кг/кг	$\Delta \bar{Y}_{cp} = \frac{\Delta \bar{Y}_n - \Delta \bar{Y}_k}{\ln(\Delta \bar{Y}_n / \Delta \bar{Y}_k)}$			
10	Поверхность массопередачи, м <sup>2</sup>	$F = \pi D^2 a H / 4$			
11	Коэффициент массопередачи (экспериментальный), кг/м <sup>2</sup> ·с	$K_{\bar{Y}_{эксп}} = \frac{\dot{M}}{F \Delta \bar{Y}_{cp}}$			
12	Скорость газа фиктивная, м/с	$\bar{w} = \frac{4 \dot{G}_{cm}}{\pi D^2 \rho_r}$			
13	Коэффициент массопередачи (расчетный), кг/м <sup>2</sup> ·с*	$K_{\bar{Y}_{расч}} = \frac{1}{\frac{1}{\beta_y} + \frac{m'}{\beta_x}}$			

\* Рассчитать  $K_{\bar{Y}_{расч}}$  для первого опыта при температуре  $T = 10^\circ C$ , 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 ( $\rho$ ,  $\mu$ ) использовать свойства воздуха и воды соответственно.

Коэффициенты массоотдачи  $\beta_r$  и  $\beta_{ж}$  могут быть определены из критериальных уравнений для насадочных абсорберов с неупорядоченной насадкой (навалом) при пленочном режиме.

Для газовой фазы

$$Nu'_r = 0,407 Re_r^{0,655} (Pr'_r)^{0,33}, \quad (9)$$

где

$$Nu'_r = \frac{\beta_r d_3}{D_r};$$

$$Re_r = \frac{4\bar{w}\rho_r}{a\mu_r};$$

$$Pr'_r = \frac{\mu_r}{\rho_r D_r};$$

$\beta_r$  – коэффициент массоотдачи в газовой фазе, м/с;  $\rho_r$  – плотность воздуха, кг/м<sup>3</sup>;  $\mu_r$  – динамический коэффициент вязкости воздуха, Па·с;  $\bar{w}$  – фиктивная скорость газа, м/с;  $D_r$  – коэффициент молекулярной диффузии поглощаемого компонента в воздухе, м<sup>2</sup>/с;  $d_3 = \frac{4V_{св}}{a}$  – эквивалентный диаметр насадки, м;  $a$  – удельная поверхность насадки, м<sup>2</sup>/м<sup>3</sup>;  $V_{св}$  – свободный объем насадки, м<sup>3</sup>/м<sup>3</sup>.

Уравнение (9) справедливо при значениях  $Re_r$  от 10 до 10000.

Для жидкой фазы

$$Nu'_{ж} = 0,0021 Re_{ж}^{0,75} (Pr'_{ж})^{0,5}, \quad (10)$$

где

$$Nu'_{ж} = \frac{\beta_{ж} \delta_{np}}{D_{ж}};$$

$$Re_{ж} = \frac{4\dot{L}}{Sa\psi\mu_{ж}};$$

$$Pr'_{ж} = \frac{\mu_{ж}}{\rho_{ж} D_{ж}};$$



$\beta_{\text{ж}}$  – коэффициент массоотдачи в жидкой фазе, м/с;  $\rho_{\text{ж}}$  – плотность воды, кг/м<sup>3</sup>;  $\mu_{\text{ж}}$  – динамический коэффициент вязкости воды, Па·с;  $\dot{L}$  – расход воды, кг/с;  $D_{\text{ж}}$  – коэффициент молекулярной диффузии поглощаемого компонента в воде, м<sup>2</sup>/с;  $\delta_{\text{пр}} = \left( \frac{\mu_{\text{ж}}^2}{\rho_{\text{ж}} g} \right)^{0,33}$  – приведенная толщина жидкой пленки, м;  $S = \frac{\pi D^2}{4}$  – площадь поперечного сечения колонны, м<sup>2</sup>;  $D$  – внутренний диаметр колонны, м;  $\psi$  – коэффициент смоченности насадки.

Для получения значений  $\beta_y$  и  $\beta_x$  используемых в (7) в размерности (кг/м<sup>2</sup>·с), необходимо полученные  $\beta_r$  и  $\beta_{\text{ж}}$  умножить соответственно на  $\rho_{\text{возд}}$  и  $\rho_{\text{H}_2\text{O}}$ , т.е.

$$\beta_y = \beta_r \cdot \rho_{\text{возд}},$$

$$\beta_x = \beta_{\text{ж}} \cdot \rho_{\text{H}_2\text{O}}.$$

### Справочный материал к расчетам

$M_{\text{HCl}} = 36$  кг/моль;  $M_{\text{возд}} = 29$  кг/моль;  $M_{\text{H}_2\text{O}} = 18$  кг/моль;

$E = 0,00197 \cdot 10^6$  мм. рт. ст. = 262,6 кПа;

$g = 9,8$  м/с<sup>2</sup>;  $V_{\text{св}} = 0,7$  м<sup>3</sup>/м<sup>3</sup>;

$a = 330$  м<sup>2</sup>/м<sup>3</sup>;  $\psi = 1$ ;  $D = 0.1$  м;

$T = 10$  °С;  $D_r = 1,3 \cdot 10^{-5}$  м<sup>2</sup>/с;  $D_{\text{ж}} = 2,3 \cdot 10^{-9}$  м<sup>2</sup>/с.

### 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 массопередачи?
13. Как определяется расчетный коэффициент массопередачи?
14. Проанализируйте зависимость  $K_{\bar{V}_{\text{эсп}}}$  от  $\dot{G}$  и  $\dot{L}$ .

## ТЕМА 24

### ИЗУЧЕНИЕ ПРОЦЕССА РЕКТИФИКАЦИИ

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) смеси доля легколетучего компонента в условиях равновесия в паре  $y^*$  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.

Периодическую ректификацию проводят обычно одним из двух способов: при постоянном флегмовом числе  $R = \text{const}$ , где  $R = \dot{D}/\dot{B}$  –

отношение расхода флегмы к расходу дистиллята (рис. 1); при постоянном составе дистиллята  $x_D = \text{const}$ .

Периодическая ректификация при постоянном флегмовом числе может осуществляться на установке, изображенной на рис. 1.

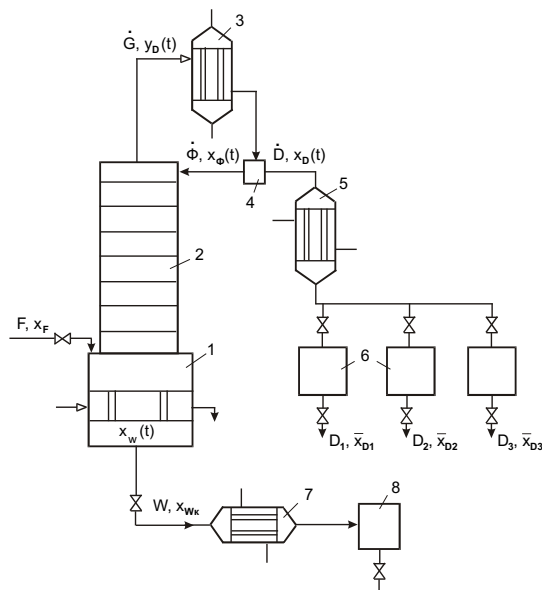


Рис. 1. Схема промышленной установки периодической ректификации: 1 – куб-испаритель; 2 – ректификационная колонна; 3 – дефлегматор; 4 – делитель флегмы; 5 – холодильник дистиллята; 6 – сборники дистиллята; 7 – холодильник кубового остатка; 8 – сборник кубового остатка

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.

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.  $y_D = x_D = x_D$ .

3. Куб-испаритель работает как частичный испаритель, и состав пара, поднимающегося из него, равновесен с составом кубовой жидкости, т. е.  $y_w = y^*(x_w(t))$ .

4. Первые два допущения применимы для процесса непрерывной ректификации, а последнее – не применимо, т. к. в этом случае используют выносной кипятильник, допуская, что он работает как полный испаритель, т. е.  $y_w = x_w$ .

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:

$$y = \frac{R}{R+1}x + \frac{x_D}{R+1}. \quad (1)$$

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  $y$ – $x$ -диаграмме должна располагаться ниже равновесной (рис. 2). Поскольку расположение рабочей линии определяется в соответствии с уравнением (1) флегмовым числом, то, анализируя (1), трудно 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 равновесие между фазами не достигается, т.к. 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).

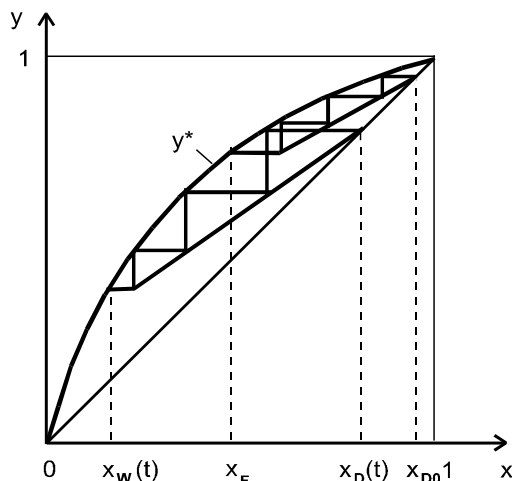


Рис. 2. Изображение процесса периодической ректификации при постоянном флегмовом числе на  $x$ - $y$ -диаграмме ( $N_{тк} = 3$ ,  $N_{ту} = 4$ )

Изображение процесса периодической ректификации при постоянном флегмовом числе на  $y$ - $x$ -диаграмме приведено на рис. 2. Особенность заключается в уменьшении состава дистиллята с течением времени  $x_D(t)$ , 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  $y_w = y^*(x_w(t))$ , т.е. куб-испаритель будет соответствовать одной теоретической ступени изменения концентрации.

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  $N_k$ , 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  $N_{ty} = N_{tk} + 1$ .

*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  $x_F$  не являются функциями времени; расходы дистиллята и флегмы меняются со временем  $\dot{D}(t)$ ,  $\dot{\Phi}(t)$ ; необходима автоматика, регулирующая изменение флегмового числа со временем  $R(t)$ .

Изображение процесса периодической ректификации при постоянном составе дистиллята на  $x$ - $y$ -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.

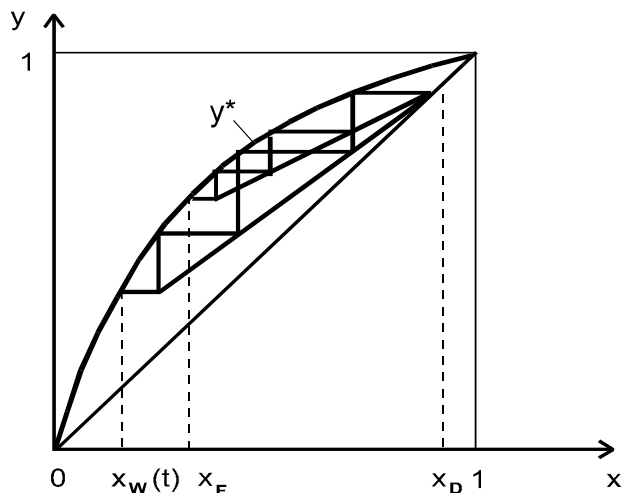


Рис. 3. Изображение процесса периодической ректификации при постоянном составе дистиллята на  $x$ - $y$ -диаграмме ( $N_{mk} = 3$ ,  $N_{my} = 4$ )

При выполнении проектного расчета колонны с непрерывным контактом фаз (насадочных, пленочных) для определения ее высоты  $H$ , обеспечивающей заданную степень разделения, иногда используют понятие *высоты эквивалентной теоретической ступени (ВЭТС)  $h_z$* . Последняя находится опытным путем для колонн аналогичной конструкции, используемых для разделения смесей, близких по теплофизическим свойствам к смеси, колонна для разделения которой проектируется:

$$h_z = H/N_{TK}. \quad (2)$$

Сложность получения обобщенных зависимостей для  $h_z$ , 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.

$$n_{oy} = \frac{y_n - y_k}{\Delta y_{cp}} = \int_{y_n}^{y_k} \frac{dy}{y - y^*}, \quad (3)$$

$$h_{oy} = \frac{G}{K_{yv}S} = h_y + \frac{h_x}{A_m}, \quad (4)$$

$$h_y = \frac{G}{\beta_{yv}S}, \quad (5)$$

$$h_x = \frac{L}{\beta_{xv}S}, \quad (6)$$

$$H = h_{oy} n_{oy}, \quad (7)$$

где  $n_{oy}$ ,  $h_{oy}$  – общие число и высота единиц переноса;  $h_x$ ,  $h_y$  – высоты единиц переноса в жидкой и паровой фазах;  $\beta_{xv}$ ,  $\beta_{yv}$  – объемные коэффициенты массоотдачи в жидкой и паровой фазах;  $K_{yv}$  – объемный коэффициент массопередачи;  $\dot{G}$ ,  $\dot{L}$  – расходы паровой и жидкой фаз;  $\Delta y_{cp}$  – 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:

$$H = \sum_{\ell=1}^N h_{oy\ell} n_{oy\ell} . \quad (8)$$

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, т.к. основное сопротивление при ректификации, как правило, сосредоточено в паровой фазе  $h_y \gg h_x$ .

### **Цель работы:**

- 1) знакомство с устройством и работой лабораторной установки периодической ректификации;
- 2) определение числа теоретических ступеней изменения концентрации  $N_{тк}$  и ВЭТС, обеспечиваемых лабораторной колонной;
- 3) нахождение опытных и расчетных значений ЧЕП и ВЭП 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: полая 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 с 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 исследование 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).

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  $T_w$  и пара, выходящего из колонны  $T_D$ . С помощью равновесных данных в системе пар–жидкость ( $T$ – $x$ – $y$ –диаграмма) по измеренным температурам можно определить концентрации этанола в кубовой жидкости  $x_w$  и в паре, выходящем из колонны  $y_D$ . Поскольку дефлегматор работает как полный конденсатор, конденсируя все пары, состав конденсата  $x_D$  будет равен составу пара  $y_D$ .

### Порядок проведения работы

1. В куб-испаритель заливается исходная смесь, в дефлегматоре 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  $\dot{G} = 0,25 \div 0,5$  ммоль/с. Зависимость  $\dot{G}(W)$  приведена на тарифовочном графике, расположенном на панели стенда. Время выхода установки на стационарный режим работы определяется количеством кубовой жидкости и потребляемой мощностью кипятильника. Оно составляет от 30 мин до 1 ч 30 мин. 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 будет отличаться от истинной, так как равновесные данные приведены для атмосферного давления.

1. После выхода установки на стационарный режим, о чем можно судить по неизменным в течение 5–10 мин 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 мин.

2. По окончании работы отключается кипятильник, не ранее чем через 0,5 ч прекращается подача охлаждающей воды в дефлегматор.

Таблица 1

Результаты измерений

№ опыта	W, Вт	$\dot{G}$ , ммоль/с	T <sub>w</sub> , °C	x <sub>w</sub> , мол. доли	T <sub>д</sub> , °C	x <sub>д</sub> , мол. доли
1						

### Обработка опытных данных

1. Определение опытных значений числа теоретических ступеней  $N_{\text{тк}}^{\text{оп}}$  и высоты эквивалентной теоретической ступени (ВЭТС)  $h_{\text{т}}^{\text{оп}}$ , обеспечиваемых колонной.

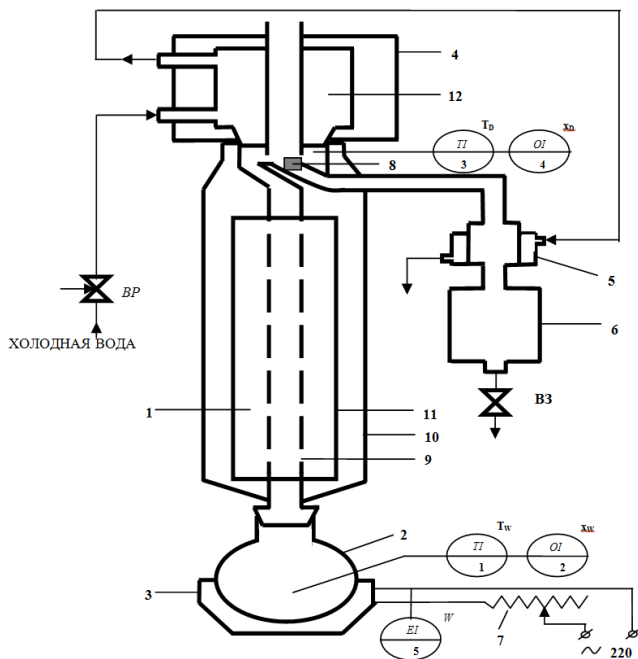


Рис. 4. Схема лабораторной установки периодической ректификации:  
 1 – колонна; 2 – куб; 3 – электронагреватель; 4 – дефлегматор;  
 5 – холодильник; 6 – сборник дистиллята; 7 – автотрансформатор;  
 8 – клапан; 9 – трубка; 10 – кожух; 11 – экран; 12 – рубашка дефлегматора

По данным табл. 2 строится равновесная линия  $y^*(x)$  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). По концентрации кубовой жидкости  $x_w$  можно определить состав равновесного с ней пара  $y^*(x_w)$ , поступающего из кипятильника в колонну, а проведя горизонталь до рабочей линии, найти состав жидкости в нижнем сечении колонны  $x_n$ . Далее, вписывая прямоугольные ступени между рабочей и равновесной линиями в интервале от  $x_n$  до  $x_D$ , 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

Величину ВЭС можно найти из уравнения (2), учитывая, что  $H=1,4$  м:

Результаты заносятся в табл. 3.

Таблица 2

Равновесные данные для смеси этанол-вода при  $P = 1$  атм ( $x$  – мольная доля этанола в жидкой фазе,  $y^*$  – в паровой,  $T$  – °C)

$x$	$y^*$	$T$	$x$	$y^*$	$T$	$x$	$y^*$	$T$
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  $n_{oy}^{on}$  и высоты  $h_{oy}^{on}$  единиц переноса, обеспечиваемых колонной. Приближенно определить ЧЕП, обеспечиваемых колонной при изменении в ней концентрации от  $x_n$  до  $x_d$ , можно графическим способом. Его точность тем меньше, чем больше кривизна равновесной линии.

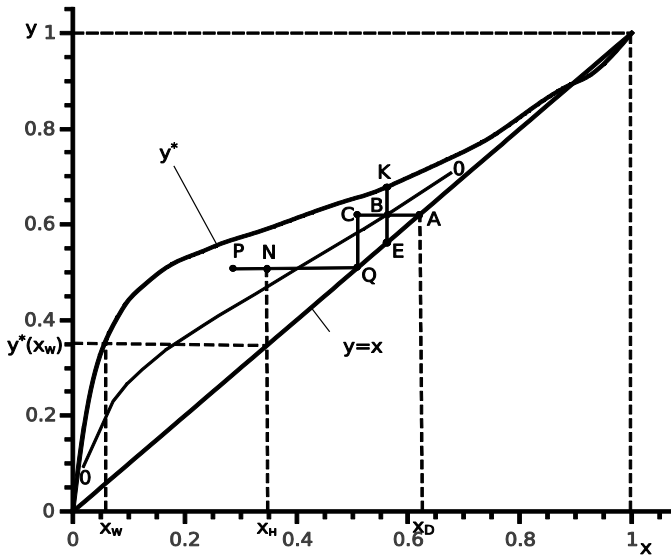


Рис. 6. Графическое определение числа единиц переноса колонны ( $n_{oy}^{on} = 1,82$ )

На  $x$ - $y$ -диаграмме проводится вспомогательная линия  $0-0$ , делящая пополам отрезки ординат между равновесной и рабочей линиями (рис. 6). Затем из точки  $A(x_D, y_D)$  проводится горизонталь  $AC$  так, чтобы  $AB = BC$ . Из точки  $C$  опускается вертикаль до пересечения с рабочей линией. Аналогичным образом строятся следующие «ступеньки», каждая из которых изображает одну единицу переноса, так как движущая сила (отрезок  $KE$ ) на этом участке равна изменению рабочей концентрации (отрезок  $CQ$ ). Количество «ступенек», построенных в интервале от  $x_H$  до  $x_D$ , является числом единиц переноса  $n_{oy}^{on}$ .

Если последняя «ступенька» является неполной, то ее доля определяется отношением отрезков  $QN$  и  $QP$ .

Соответствующее значение ВЕП можно найти из уравнения (7):

$$h_{oy}^{on} = H/n_{oy}^{on} \quad (10)$$

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, применимым 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  $\beta_{yV}$ ,  $\beta_{xV}$  и увеличению высот единиц переноса  $h_y$  и  $h_x$  в (5), (6). Учесть это можно за счет введения доли смоченной поверхности  $\psi$ . Рассчитывать ее в рекомендуемых условиях работы установки предлагается следующим образом:  $\psi = 0,4 Re_x^{0,33}$

$$h_x = 0,282 \cdot \delta_{np} Re_x^{0,55} Pr_x^{0,5} \left( \frac{H}{\delta_{np}} \right)^{0,5} / \psi, \quad Re_x < 300 \quad (11)$$

$$Pr_x = \frac{\mu_x}{\rho_x D_x}, \quad (12)$$

$$\delta_{np} = \left( \frac{\mu_x^2}{\rho_x^2 g} \right)^{0,33}, \quad (13)$$

$$Re_x = 4 \dot{L} M_{cm} / (\pi d \mu_x), \quad (14)$$



$$\dot{L} = \dot{G}R/(R+1), \quad \dot{L} = \dot{G} \text{ при } R = \infty, \quad (15)$$

$$h_y = 2,5 \cdot d \cdot \text{Re}_y^{0,22} \text{Pr}_y^{0,67} (H/d)^{0,33} / \psi, \quad \text{Re}_y < 2300, \quad (16)$$

$$\text{Re}_y = \bar{w}_y d \rho_y / \mu_y, \quad (17)$$

$$\text{Pr}_y = \mu_y / (\rho_y D_y), \quad (18)$$

где  $\delta_{\text{пр}}$  – приведенная толщина стекающей пленки жидкости, м;  $H, d$  – высота и диаметр колонны, м;  $\mu_x, \mu_y$  – динамические коэффициенты вязкости жидкой и паровой фаз, Па·с;  $\rho_x, \rho_y$  – плотности фаз, кг/м<sup>3</sup>;  $D_x, D_y$  – коэффициенты диффузии в жидкой и паровой фазах, м<sup>2</sup>/с;  $\bar{w}_y$  – скорость пара в колонне, м/с;  $\dot{L}, \dot{G}$  – расходы жидкости и пара, кмоль/с;  $M_{\text{см}}$  – 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 колонны будет производиться при моделировании на компьютере. Найдем средние концентрации этанола в колонне в жидкой и паровой фазах, а также среднюю температуру в колонне:

$$\bar{y} = \bar{x} = (x_H + x_D)/2, \quad \text{мол. доли} \quad (19)$$

$$\bar{T} = (T_w + T_D)/2 + 273, \quad \text{К.} \quad (20)$$

Учитывая, что колонна работает под атмосферным давлением, свойства чистых компонентов на линии насыщения имеют следующие значения:

$$\begin{aligned} \rho_{x1} &= 735 \text{ кг/м}^3; & \rho_{x2} &= 958 \text{ кг/м}^3; & \rho_{y1} &= 1,5 \text{ кг/м}^3; \\ \rho_{y2} &= 0,58 \text{ кг/м}^3; & \mu_{x1} &= 0,4 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}; & \mu_{x2} &= 0,28 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}; \\ \mu_{y1} &= 0,9 \cdot 10^{-5} \text{ Па} \cdot \text{с} & \mu_{y2} &= 1,2 \cdot 10^{-5} \text{ Па} \cdot \text{с}; & M_1 &= 46 \text{ кг/кмоль}; \\ & & & & M_2 &= 18 \text{ кг/кмоль}, \end{aligned}$$

здесь индекс «1» относится к этанолу, а индекс «2» – к воде.

Свойства смесей можно определить при средних концентрациях этанола в колонне:

$$\rho_x = \frac{1}{\frac{\bar{x}}{\rho_{x1}} + \frac{(1-\bar{x})}{\rho_{x2}}}, \quad (21)$$

$$\rho_y = \bar{y}\rho_{y1} + (1-\bar{y})\rho_{y2}, \quad (22)$$

$$\mu_x = \exp(\bar{x} \ln \mu_{x1} + (1-\bar{x}) \ln \mu_{x2}), \quad (23)$$

$$\mu_y = \bar{y} \mu_{y1} / (\bar{y} + (1-\bar{y})\sqrt{M_2 / M_1}) + (1-\bar{y}) \mu_{y2} / (1-\bar{y} + \bar{y}\sqrt{M_1 / M_2}), \quad (24)$$

$$M_{cm} = \bar{x} M_1 + (1-\bar{x}) M_2, \quad (25)$$

$$D_x = 1,24 \cdot 10^{-9} \bar{T} \exp(10^3 / 298 - 10^3 / \bar{T}) / 298, \quad \text{м}^2 / \text{с}, \quad (26)$$

$$D_y = 1.43 \cdot 10^{-5} (\bar{T}/298)^{1.5}, \quad \text{м}^2 / \text{с}. \quad (27)$$

Определим скорость пара в колонне (диаметр колонны  $d = 0,0125 \text{ м}$ ):

$$\bar{w}_y = 4 \cdot 22,4 \cdot \dot{G} \cdot \bar{T} / (273 \pi d^2), \text{ м/с } (\dot{G} \text{ , кмоль/с} = 10^6 \text{ ммоль/с}) \quad (28)$$

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  $h_{oy}^p$ . В случае, когда равновесная линия обладает значительной кривизной  $m \approx dy^*/dx$ , т.е. может быть найден как тангенс угла наклона касательной к линии равновесия в точке с координатами  $(y^*(\bar{x}), \bar{x})$ . Это позволит определить расчетное число единиц переноса, обеспечиваемое данной ректификационной колонной ( $N=1,4$  м)

$$n_{oy}^p = \frac{H}{h_{oy}^p}. \quad (29)$$

Результаты заносятся в табл. 3.

Таблица 3

N опыта	$N_{\text{тк}}^{\text{оп}}$	$h_{\text{г}}^{\text{оп}}$ , М	$n_{\text{oy}}^{\text{оп}}$	$h_{\text{oy}}^{\text{оп}}$ , М	$h_x^p$ , М	$h_y^p$ , М	$h_{\text{oy}}^p$ , М	$n_{\text{oy}}^p$
1								

## Математическое 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  $n_{oy}^{on}$  и высоты  $h_{oy}^{on}$  единиц переноса. ЧЕП может быть найдено по (3) при  $R=\infty$  с использованием аппроксимации  $y^*(x)$  из [14]:

$$n_{oy}^{on} = \int_{x_H}^{x_D} \frac{dy}{y^*(x) - y}, \quad (30)$$

$$y^*(x) = x \alpha(x) / (1 + (\alpha(x) - 1)x), \quad \alpha(x) = 1 / (1,0335x^{1,15} + 0,0754). \quad (31)$$

Интеграл в (30) находится с помощью численного интегрирования,  $h_{oy}^{on}$  определяется по (10).

2. Определение расчетного значения состава дистиллята  $x_D^P$ . 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:

$$H^P = \sum_{i=1}^{N-1} n_{oy_i} h_{oy_i} + (n_{oy_0} h_{oy_0} + n_{oy_N} h_{oy_N}) / 2, \quad (32)$$

$$n_{oy_i} = (y_{i+1} - y_i) / (y_i^* - y_i),$$

$$y_0 = y^*(x_w), \quad x_0 = y_0, \quad x_{i+1} = x_i + (x_D^P - x_H) / N, \quad y_{i+1} = x_{i+1},$$

где  $N$  – число участков, на которое разбивается колонна;  $i$  – номер сечения, отделяющего эти участки, считая снизу колонны.

Задаваясь различными значениями состава дистиллята  $x_D^P$ , можно подобрать такое значение, которое обеспечит с заданной точностью совпадение расчетной высоты колонны с действительной. Блок-схема, реализующая изложенный алгоритм, представлена на рис. 7.

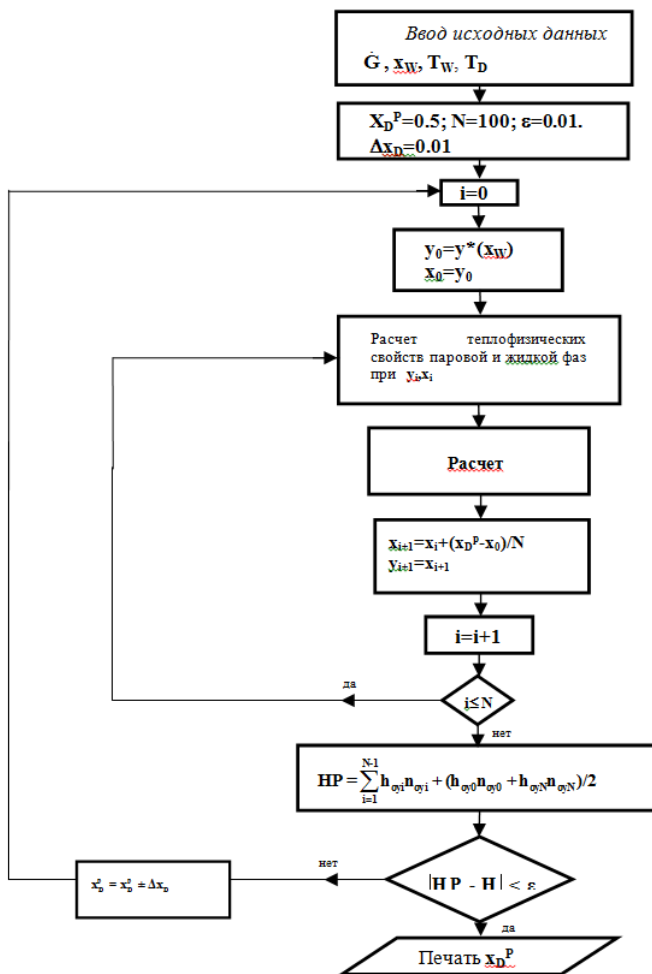


Рис. 7. Блок-схема алгоритма моделирования работы пленочной ректификационной колонны

Данный алгоритм реализован в компьютерной программе, разработанной на кафедре ПАХТ, кроме того, в ней предусматривается расчет  $n_{oy}^{on}$  по (30) и  $h_{oy}^{on}$  по (10). Запуск программы осуществляется с помощью файла Rect.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, сравниваются 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?

## ТЕМА 25

### ИЗУЧЕНИЕ ПРОЦЕССА КОНВЕКТИВНОЙ СУШКИ

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:

$$p = p_{\text{св}} + p_{\text{п}}, \quad (1)$$

где  $p$  – полное давление влажного воздуха, Па;  $p_{\text{св}}$ ,  $p_{\text{п}}$  – парциальные давления абсолютного сухого воздуха и водяного пара.

*Абсолютная влажность* воздуха равна массе пара, содержащегося в  $1 \text{ м}^3$  воздуха, или плотности пара  $\rho_{\text{п}}$  ( $\text{кг}/\text{м}^3$ ) при температуре и давлении воздуха.

*Относительная влажность воздуха*  $\phi$  представляет собой отношение массы водяного пара в  $1 \text{ м}^3$  влажного воздуха  $\rho_{\text{п}}$  при данных условиях (температуре и общем давлении  $p$ ) к максимально возможной массе пара в  $1 \text{ м}^3$  воздуха  $\rho_{\text{п}}$  (плотность насыщенного пара) при тех же условиях:

$$\phi = \frac{\rho_{\text{п}}}{\rho_{\text{п}}}. \quad (2)$$

*Влагосодержание*  $x$  – это отношение массы водяного пара  $m_{\text{п}}$  (кг), содержащегося в данном объеме влажного воздуха, к массе сухого воздуха  $m_{\text{св}}$  (кг), находящегося в том же объеме:

$$x = \frac{m_{\Pi}}{m_{\text{св}}} = \frac{\rho_{\Pi}}{\rho_{\text{св}}} \frac{\text{кг(пара)}}{\text{кг(сух.возд)}}, \quad (3)$$

где  $\rho_{\text{св}}$  – плотность абсолютно сухого воздуха кг/м<sup>3</sup>.

Энтальпия  $I$  влажного воздуха, отнесенная к 1 кг абсолютно сухого воздуха, определяется как

$$I = c_{\text{св}} T + x i_{\Pi}, \text{Дж/кг (сух.возд)}, \quad (4)$$

где  $c_{\text{св}}$  – средняя удельная теплоемкость абсолютно сухого воздуха, приблизительно равная 1000 Дж/(кг·град);  $i_{\Pi}$  – энтальпия 1 кг водяного пара;  $T$  – температура воздуха, °С.

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.

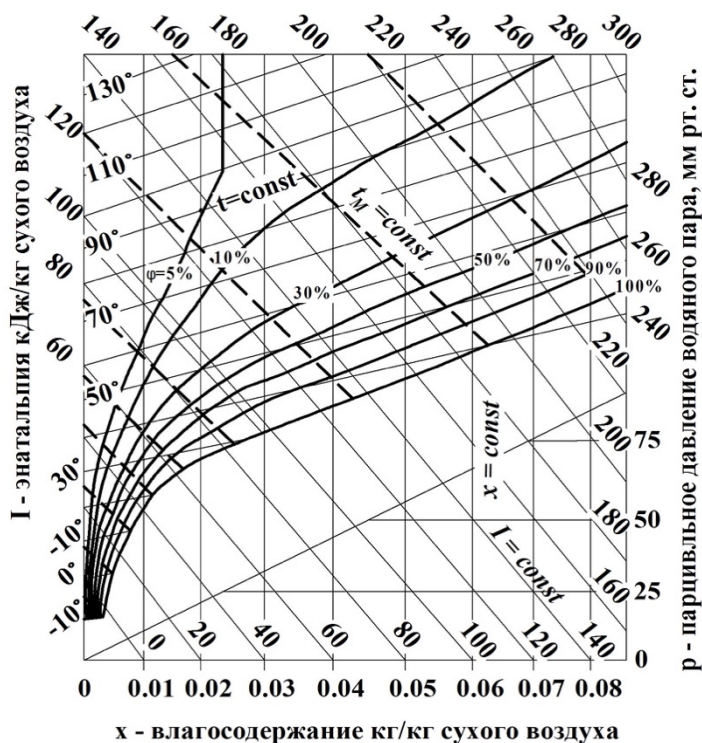


Рис. 1.  $I$ - $x$ -диаграмма влажного воздуха

## Изображение процессов изменения состояния влажного воздуха на I-x-диаграмме

При нагревании воздуха в калорифере (теплообменнике) его относительная влажность  $\phi$  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  $x = \text{const}$  до значения  $\phi = 100\%$  (точка **Q'**) характеризуется отрезком **FQ'**. Точка **Q'** называется точкой росы; изотерма ( $T_p$ ), проходящая через точку **Q'**, определяет температуру точки росы. Охлаждение воздуха ниже  $T_p$  (например, до  $T_n$  точка **Q**) приводит к конденсации паров из воздуха, по этой причине его влагосодержание уменьшается от  $x_1$  до  $x_n$ .

В сушильной практике есть понятие процесса адиабатической сушки (адиабатического испарения). В этом процессе вся теплота, передаваемая от воздуха к материалу, затрачивается только на испарение влаги, не нагревая его. Над поверхностью испарения воды (над поверхностью влажного материала) в этом случае образуется слой насыщенного пара ( $\phi = 100\%$ ), находящегося в равновесии с водой. Температура влаги при этом имеет постоянное значение, равное так называемой температуре мокрого термометра  $T_m$ , 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  $\phi = 100\%$  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  $T_m = \text{const}$ , точка **K'** характеризует параметры воздуха, уходящего из сушильной камеры ( $T_2, x_2$ ).

### 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  $p_n = p_m$ , где  $p_m$  – парциальное давление пара непосредственно над материалом;  $p_n$  – давление насыщенного пара над свободной поверхностью. Под связанной понимают влагу, скорость испарения которой меньше скорости испарения воды со свободной поверхности ( $p_m < p_n$ ).

Если материал находится в контакте с влажным воздухом, то принципиально возможны два процесса: сушка (десорбция влаги из материала) при  $p_m > p_n$ , где  $p_n$  – парциальное давление паров влаги в воздухе, и увлажнение (сорбция влаги материалом) при  $p_m < p_n$ .

В процессе сушки  $p_m$  уменьшается и приближается к пределу  $p_m = p_n$ . При этом наступает состояние динамического равновесия, которому соответствует предельная влажность материала, называемая равновесной влажностью  $w_p$ . Равновесная влажность является функцией относительной влажности и температуры воздуха:  $w_p = f(\phi, T)$ .

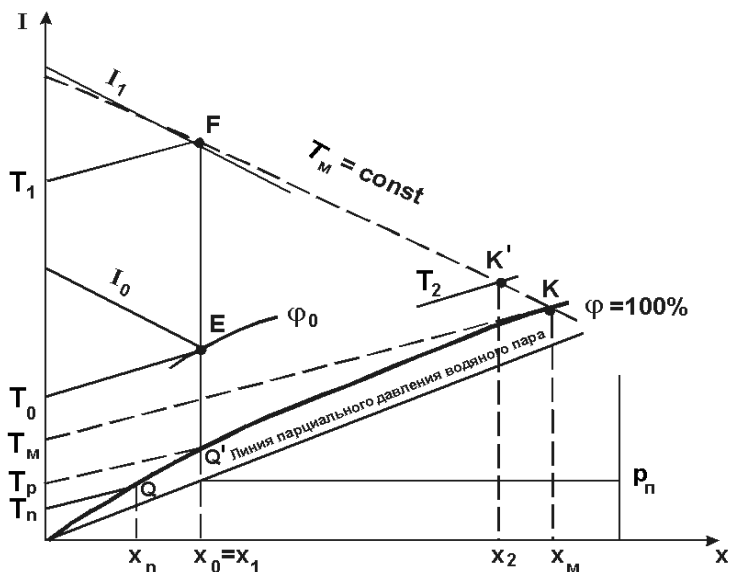


Рис. 2. Изображение процессов изменения состояния влажного воздуха на диаграмме  $I$ - $x$

Обозначим  $M$  – общую массу влажного материала,  $M_{вл}$  массу влаги, находящейся в материале,  $M_c$  – массу абсолютно сухого

материала, при этом используются два различных определения влажности материала:

$w^0 = \frac{M_{\text{вЛ}}}{M}$  – влажность материала, отнесенная к общей массе;

$w = \frac{M_{\text{вЛ}}}{M_{\text{с}}}$  – 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  $\phi = 100\%$  ( $p_{\text{п}} / p_{\text{м}} = 1$ ), называется гигроскопической влажностью  $w_{\text{г}}$ . 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.

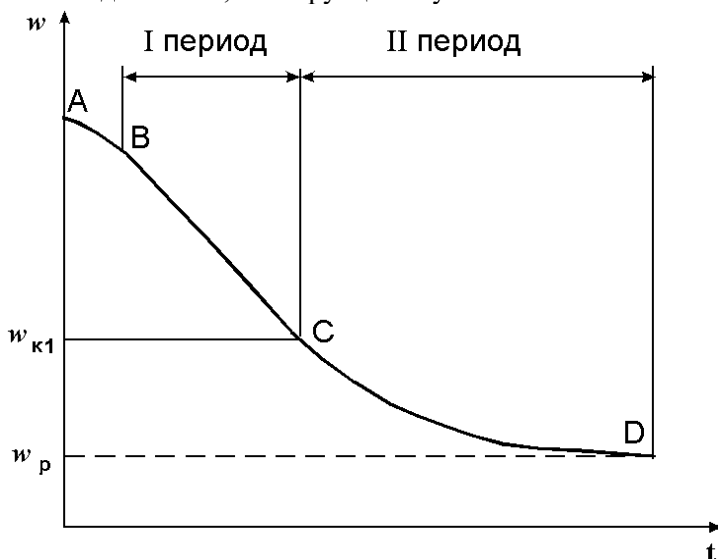


Рис. 3. Кривая сушки влажного материала

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).

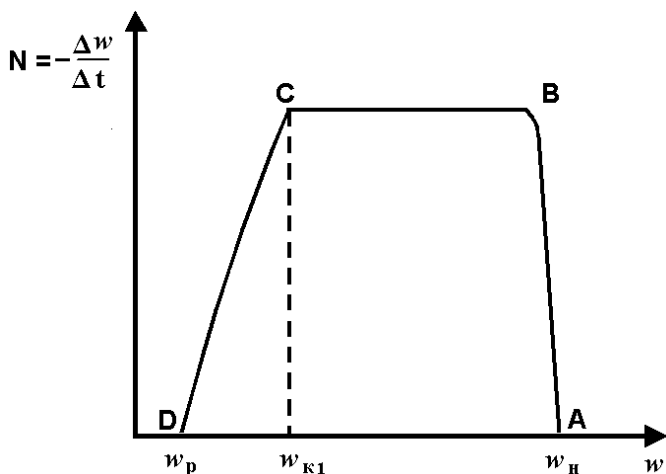


Рис. 4. Кривая скорости сушки

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.

В начале процесса сушки можно наблюдать стадию прогрева материала (AB). Убыль влажности материала происходит медленно, а его температура быстро становится равной температуре мокрого термометра  $T_m$ . 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  $T_m$ . 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  $w_{к1}$ , начиная с которого скорость сушки будет убывать. В период падающей скорости сушки (CD) зависимость  $N(w)$  асимптотически приближается к нулю при достижении равновесной влажности материала ( $w_p$ ).

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  $w_n$ , 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  $M_{вл}$  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:

$$Nu'_Г = f(Re, Pr'_Г), \quad (5)$$

где

$$Nu'_Г = \frac{\beta'_Г \cdot L}{D} \text{ – критерий Нуссельта;}$$

$$Re = \frac{\bar{w} L \rho}{\mu} \text{ – критерий Рейнольдса;}$$

$$Pr'_Г = \frac{\mu}{D\rho} \text{ – критерий Прандтля.}$$

Здесь  $\bar{w}$  – скорость обдува вдали от поверхности материала, м/с;  $\rho$  – плотность воздуха, кг/м<sup>3</sup>;  $\mu$  – динамический коэффициент вязкости воздуха, Па·с;  $D$  – коэффициент диффузии пара в воздух, м<sup>2</sup>/с;  $\beta'_Г$  – 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:

$$Nu'_Г = 2 + 0,83 Re^{0,57} Pr'^{0,33}_Г. \quad (6)$$

При испарении влаги из материала в поток воздуха в первом периоде сушки интенсивность испарения влаги можно определить по уравнению массоотдачи:

$$j = \beta'_Г (C_{пн} - C_{п}) = \beta'_Г \frac{M_{п}}{RT} (p_{п} - p_{п}), \quad (7)$$

$$j = \frac{\Delta M_{\text{вЛ}}}{F \cdot \Delta t} = \frac{N_{\text{ср}} \cdot M_{\text{с}}}{F}, \quad (8)$$

где интенсивность испарения  $j$  можно определить через скорость испарения или  $N_{\text{ср}}$  – среднее значение скорости сушки в первом периоде,

1/с;  $\frac{\Delta M_{\text{вЛ}}}{\Delta t}$  – скорость испарения, кг/с;  $t$  – время, с;  $F$  – поверхность

испарения материала,  $\text{м}^2$  (в расчетах необходимо учесть, что массоотдача происходит с обеих сторон материала);  $p_{\text{н}}$  – давление насыщенного пара при  $T_{\text{м}}$ , Па;  $p_{\text{п}}$  – парциальное давление паров влаги в окружающем воздухе, Па;  $C_{\text{пн}}$ ,  $C_{\text{п}}$  – соответственно концентрации пара у поверхности материала и в газовой среде;  $M_{\text{п}}$  – мольная масса водяного пара (18 кг/кмоль);  $T$  – абсолютная температура опыта, К;  $R$  – универсальная газовая постоянная (8314 Дж/кмоль К).

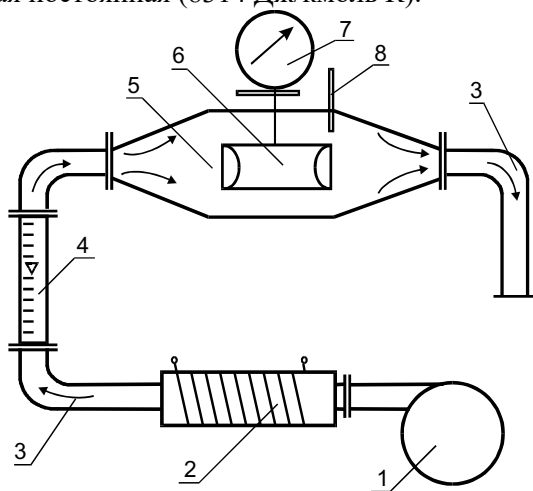


Рис. 5. Схема конвективной сушилки: 1 – вентилятор; 2 – калорифер; 3 – трубопровод; 4 – ротаметр; 5 – сушильная камера; 6 – высушиваемый материал; 7 – весы – 8 – термометр

### Цель 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. Вставить вилку в розетку на распределительном щите с надписью «Сушка». Включить распределительный щиток.

2. Перевести выключатель «Включение установки. Подача воздуха» в положение «Включено». При этом:

– запустится вентилятор подачи воздуха на минимальных оборотах;

– включится измерительный прибор для определения температуры воздуха в сушильной камере.

3. Установить с помощью ЛАТР заданный расход воздуха.

4. Перевести выключатель «Нагрев» в положение «Включено», установить заданную температуру.

5. Произвести включение весов с помощью кратковременного нажатия кнопки ZERO, расположенной слева на минусовой панели весов.

6. Повесить держатель без образца на весы и определить его массу  $M_d$ .

7. Снять держатель с весов (обязательно), закрепить на нем с помощью зажимов образец, повесить обратно и найти массу сухого материала  $M_c$ .

8. Снять держатель с весов (обязательно). Увлажнить образец, смочив его приблизительно 15–20 г воды. Поместить образец обратно в сушильную камеру аналогично п. 7.

9. 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. Результаты эксперимента занести в табл. 1.

10. По окончании эксперимента необходимо:

- выключить весы, путем длительного нажатия кнопки ZERO, расположенной слева на панели весов;
- выключить нагревательный элемент путем перегрева выключателя «Нагрев» в положение «Выключено»;
- перевести ЛАТР в крайнее положение против часовой стрелки;
- выключить вентилятор и датчик температуры, путем перевода выключателя «Включение установки. Подача воздуха» в положение «Выключено»;
- снять держатель с образцом с весов и положить его внутри сушильной камеры;
- выключить распределительный щиток и вынуть вилку из розетки на распределительном щитке с надписью «Сушка».

11. Определить по психрометру и записать температуры мокрого  $T_m$  и сухого термометров, величину относительной влажности окружающего воздуха  $\phi_0$ .

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  $\beta_r$ . По формулам (7), (8) находят опытное значение коэффициента массоотдачи  $\beta_r$  в первом периоде сушки. Для этого необходимо на диаграмме энтальпия–влажность влажного воздуха (диаграмма Рамзина) построить процесс подогрева воздуха в калорифере. По температуре и относительной влажности окружающего воздуха ( $T_0, \phi_0$ ) на диаграмме Рамзина находят точку  $E$  (см. рис. 2), проводят линию ( $EF$ ) до пересечения с изотермой  $T_1$  (т.  $F$ ). Из точки  $F$ , перемещаясь по  $T_m = \text{const}$  до линии  $\phi = 100 \%$ , определить для точки  $K$  температуру мокрого термометра  $T_m$  и для этой температуры – давление насыщенного пара  $p_n(T_m)$  по  $I-x$ -диаграмме или таблице, приведенной в приложении.

Парциальное давление пара  $p_n$  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  $x_1 = \text{const}$  с линией парциального давления водяного пара (см. рис.2) и определить значение  $p_n$ . Далее вычисляют опытный коэффициент массоотдачи по среднему значению скорости сушки  $N_{\text{ср}}$ , полученному усреднением соответствующих точек первого периода на кривой скорости сушки (8), и сравнивают его с расчетным значением (6). Полученные данные заносят в табл. 2.

Таблица 1

Таблица опытных данных и результатов расчета

Масса держателя  $M_d$ , кг;

Масса сухого образца  $M_c$ , кг;

Длина образца  $L$ , м;

Высота образца  $H$ , м;

Температура опыта  $T_1$ ,  $^{\circ}\text{C}$  ;

Скорость обдува материала воздухом,  $\bar{w}$  м/с;  $\bar{w} = \frac{\dot{V}}{ah}$  ;

Параметры окружающего воздуха до входа в калорифер, определяемые по психрометру:

– температура  $T_0$ ,  $^{\circ}\text{C}$ ;

– температура мокрого термометра  $T_m^0$ ,  $^{\circ}\text{C}$ ;

– относительная влажность воздуха  $\phi_0$ , %

№ пп	Измеренные величины			Рассчитанные величины			
	Текущее время $t$ , с	Интервал времени $\Delta t$ , с	Показания весов $M$ , кг	Содержание влаги в ма- териале $M_{\text{вл}} = M -$ $M_c - M_d$ , кг	Влажность материала $w = \frac{M_{\text{вл}}}{M_c}$	Изме- нение влаж- ности мате- риала $\Delta w$ за $\Delta t$	Скорость сушки $N = \frac{\Delta w}{\Delta t}$ , $\text{с}^{-1}$

Таблица 2

Сводная таблица результатов опыта и расчета для первого периода сушки

Расчетные критерии			$N_{ср_1}, c^{-1}$	$j, \frac{кг}{м^2 c}$	Значения коэффициентов массоотдачи $\beta_Г, м/с$	
Re	$Pr_Г'$	$Nu_Г'$			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.

## ИЗУЧЕНИЕ ПРОЦЕССА ПЕРИОДИЧЕСКОЙ АДСОРБЦИИ

*Адсорбцией* называется процесс поглощения одного или нескольких компонентов из газовой, парогазовой или жидкой смеси твердым поглотителем, называемым адсорбентом. Поглощаемое вещество, находящееся в газе, называется *адсорбтивом*, а поглощенное — *адсорбатом*. Процессы адсорбции избирательны и обычно обратимы. Благодаря их обратимости становится возможным обратный процесс выделения поглощенных веществ из адсорбента в газовую фазу — *десорбция*.

В промышленности процессы адсорбции используются при очистке и осушке газов, в частности, при извлечении паров летучих растворителей из их смеси с воздухом и другими газами (рекуперация летучих растворителей).

В зависимости от природы сил, действующих на поверхности твердого тела, различают физическую и химическую адсорбцию. Физическая адсорбция происходит под действием сил взаимного притяжения молекул газа молекулами на поверхности твердого тела — ван-дер-ваальсовыми силами. Силы притяжения возникают на поверхности адсорбента благодаря тому, что силовое поле поверхностных атомов и молекул не уравновешено силами взаимодействия соседних частиц, в отличие от молекул, расположенных в объеме твердого тела. Действие ван-дер-ваальсовых сил проявляется на расстояниях, значительно превышающих размеры адсорбируемых молекул газа. Поэтому при физической адсорбции на поверхности адсорбента обычно удерживается несколько слоев молекул поглощаемого вещества. При химической адсорбции (хемосорбции) поглощаемое вещество вступает в химическое взаимодействие с адсорбентом с образованием на его поверхности химических соединений.

В качестве адсорбентов применяются пористые твердые вещества с большой удельной поверхностью, обычно относимой к единице массы вещества. Свойства адсорбентов определяются природой материала и пористой внутренней структурой. Адсорбенты имеют различные по диаметру капиллярные каналы — поры, которые условно могут быть разделены на макропоры (более  $10^{-7}$  м), переходные поры ( $10^{-7}$ – $10^{-9}$  м), микропоры (менее  $10^{-9}$  м). Характер процесса адсорбции определяется размером пор.

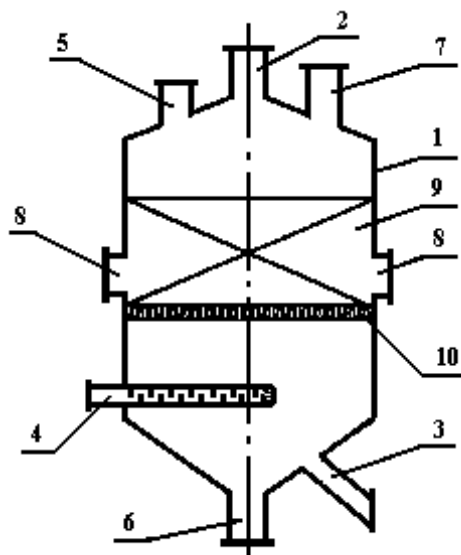
Важнейшими характеристиками адсорбента являются *поглощительная способность* и *селективность*. Под поглощительной способностью понимается количество вещества, которое может быть поглощено единицей массы или объема адсорбента, а под селективностью — избирательная способность поглощения целевых компонентов (или компонента) из разделяемой газовой смеси. В промышленности в качестве адсорбентов применяются главным образом активные угли и минеральные адсорбенты (силикагель, цеолиты и др.).

Адсорбенты характеризуются также *статической* и *динамической* активностью. Под *статической* активностью понимают количество вещества, поглощенное единицей массы или объема адсорбента от начала адсорбции до установления равновесия. Этот вид активности определяют в статических условиях, т. е. без движения смеси газов или раствора. При движении смеси сквозь слой адсорбента через определенный промежуток времени адсорбент перестает полностью поглощать извлекаемый компонент, и происходит «проскок» этого компонента с последующим увеличением концентрации компонента в уходящей из слоя смеси вплоть до наступлений равновесия. Количество вещества, поглощенного единицей массы или объема адсорбента до начала проскока, называют *динамической* активностью адсорбента. Динамическая активность всегда меньше статической, поэтому количество адсорбента определяют по его динамической активности.

Периодическая адсорбция проводится, как правило, в вертикальных аппаратах с неподвижным слоем адсорбента (рис. 1) и осуществляется в четыре стадии.

Первая стадия — собственно адсорбция, т. е. насыщение адсорбента поглощаемым компонентом. Исходная газовая смесь подается в корпус 1 аппарата через штуцер 2, проходит через слой адсорбента 9, и очищенные газы выходят через штуцер 3.

Вторая стадия — десорбция поглощенного компонента из адсорбента. Подача исходной смеси газов прекращается, и в аппарат подается водяной пар через барботер 4. Смесь паров десорбированного компонента и воды удаляется через штуцер 5. Конденсат водяного пара отводится из аппарата после десорбции через штуцер 6.



*Рис. 1. Адсорбер с неподвижным слоем адсорбента: 1 – корпус; 2 – штуцер для подачи исходной газовой смеси (при адсорбции) и воздуха (при сушке и охлаждении); 3 – штуцер для отвода очищенного газа (при адсорбции) и воздуха (при сушке и охлаждении); 4 – барботер при подаче острого водяного пара при десорбции; 5 – штуцер для отвода водяного пара при десорбции; 6 – штуцер для отвода конденсата водяного пара; 7 – люк для загрузки адсорбента; 8 – люки для выгрузки адсорбента; 9 – слой адсорбента; 10 – колосниковая решетка, на которую насыпан адсорбент*

Третья стадия – сушка адсорбента. Перекрываются вход и выход водяного пара, после чего влажный адсорбент сушится горячим воздухом, поступающим в аппарат через штуцер 2 и выходящим из аппарата через штуцер 3.

Четвертая стадия – охлаждение адсорбента. Прекращается подача горячего воздуха, после чего адсорбент охлаждается холодным воздухом, поступающим в аппарат через штуцер 2 и выходящим через штуцер 3.

По окончании четвертой стадии цикл работы аппарата начинается снова со стадии адсорбции. Загрузку и выгрузку адсорбента производят периодически через люки 7 и 8.

## Равновесие при адсорбции

Равновесная концентрация  $X^*$  (кг адсорбата / кг чистого адсорбента) поглощаемого вещества в адсорбенте может быть представлена в виде функции концентрации  $c$  и температуры  $T$ :

$$X^* = f(c, T) \quad (1)$$

или в виде функции парциального давления  $p$  и температуры  $T$ :

$$X^* = f_1(p, T),$$

где  $c$  – концентрация адсорбтива в газовой фазе, кг/м<sup>3</sup>;  $p$  – парциальное давление адсорбтива в газовой фазе, Н/м<sup>2</sup>.

Зависимость  $X^* = \varphi(c)$  или  $X^* = \psi(p)$  при постоянной температуре ( $T = \text{const}$ ) называется *изотермой адсорбции*.

Изотермы адсорбции (равновесия) определяются опытным путем. Вид изотермы адсорбции зависит от многих факторов: природы адсорбтива и адсорбента, удельной поверхности адсорбента, объема пор, их распределения по размерам, а также от температуры проведения процесса. В качестве примера на рис. 2 приведены виды типичных изотерм адсорбции для различных веществ, а на рис. 3 – изотермы адсорбции для одного вещества при различных температурах его проведения.

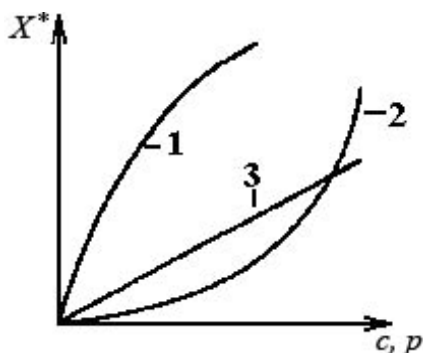


Рис. 2. Изотермы адсорбции для различных веществ:  
1 – выпуклая, 2 – вогнутая, 3 – линейная

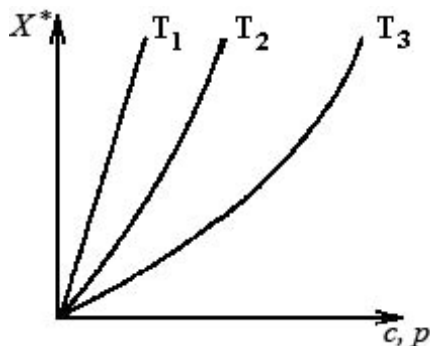


Рис. 3. Изотермы адсорбции для одного вещества при различных температурах:  $T_1 < T_2 < T_3$

Адсорбция сопровождается уменьшением парциального давления поглощаемого компонента в газовой смеси и заметным выделением тепла. Поэтому количество адсорбированного вещества возрастает с понижением температуры и повышением давления. Таким образом, повышение температуры и понижение давления отрицательно влияют на процесс адсорбции, способствуя десорбции поглощенного вещества из адсорбента.

### Кинетика периодической адсорбции

Периодическая адсорбция является нестационарным процессом массообмена между потоком разделяемой газовой смеси, содержащей поглощаемый компонент (адсорбтив), и неподвижным слоем адсорбента. В общем случае этот процесс определяется последовательным массопереносом адсорбтива из ядра потока к поверхности частиц адсорбента (внешний массоперенос), характеризующимся коэффициентом массоотдачи  $\beta_y$ , и от этой поверхности – внутрь частиц (внутренний массоперенос). В отдельных случаях процесс может лимитироваться либо внешним, либо внутренним массопереносом.

Суммарная скорость массопередачи характеризуется коэффициентом массопередачи  $K_y$ . Уравнение массопередачи в данном случае имеет вид

$$\frac{\rho_{\text{нас}}}{a} \frac{dX}{dt} = K_y (c - c^*(X)), \quad (2)$$

где  $\mathbf{a}$  – удельная поверхность контакта фаз, а  $\mathbf{K}_y$  – коэффициент массопередачи, определяемый по формуле

$$\mathbf{K}_y = \frac{1}{\frac{1}{\beta_y} + \frac{1}{\beta_r}} \quad (3)$$

В промышленности наиболее распространены адсорберы с неподвижным, а также с псевдоожиженным и плотно движущимся слоями адсорбента. В аппаратах с неподвижным слоем адсорбента поток сплошной фазы, содержащей адсорбтив, периодически проходит через зернистый слой адсорбента. Если пренебречь неравномерностью распределения концентрации по сечению аппарата, то концентрации внутри аппарата будут зависеть от двух переменных: времени  $\mathbf{t}$  и продольной координаты  $\mathbf{x}$ , отсчитываемой обычно от входа разделяемой смеси в слой сорбента.

Математическая модель процесса периодической адсорбции может быть представлена в виде следующей системы уравнений в предположении о движении газовой фазы, соответствующем идеальному вытеснению в изотермических условиях:

$$\varepsilon \frac{\partial \mathbf{c}}{\partial \mathbf{t}} + \mathbf{w} \frac{\partial \mathbf{c}}{\partial \mathbf{x}} + \mathbf{r}_m = 0, \quad (4)$$

$$\rho_{\text{нас}} \frac{\partial \mathbf{X}}{\partial \mathbf{t}} - \mathbf{r}_m = 0, \quad (5)$$

$$\mathbf{r}_m = \mathbf{K}_{yV} (\mathbf{c} - \mathbf{c}^*(\mathbf{X})), \quad (6)$$

$$\mathbf{c}^* = \mathbf{f}(\mathbf{X}), \quad (7)$$

где  $\varepsilon$  – порозность слоя;  $\rho_{\text{нас}}$  – насыпная плотность сорбента;  $\mathbf{w}$  – фиктивная скорость движущейся через слой среды;  $\mathbf{c}$  – концентрация адсорбируемого вещества в движущейся через слой среде,  $\text{кг/м}^3$ ;  $\mathbf{X}$  – концентрация извлекаемого вещества в сорбенте,  $\text{кг/кг}$ ;  $\mathbf{r}_m$  – источник (сток) массы, обусловленный переносом адсорбтива из газовой фазы в твердую;  $\mathbf{K}_{yV} = \mathbf{K}_y \mathbf{a}$  – объемный коэффициент массопередачи.

Система дифференциальных уравнений с частными производными должна быть дополнена соответствующими начальными и граничными условиями. Обычно предполагается, что начальная концентрация адсорбата равна нулю или некоторой остаточной после



регенерации величине  $X_0$ , а граничная концентрация адсорбтива в газовой фазе –  $c_n$ .

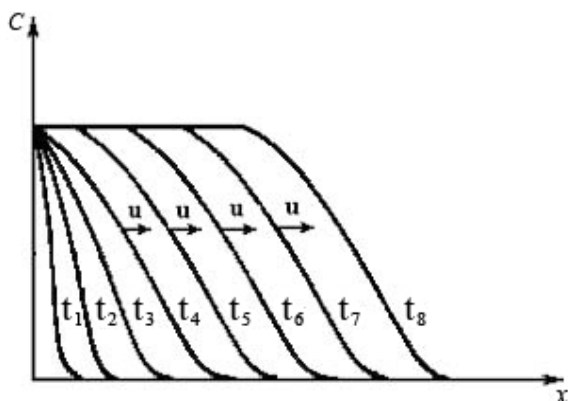


Рис. 4. Профили концентраций адсорбтива  $c(x, t)$  при прохождении слоя адсорбента

Уравнения (4)–(7) позволяют в принципе рассчитать зависимость концентраций в слое сорбента от продольной координаты и времени. Однако система уравнений (4)–(7) аналитического решения в общем случае не имеет. Имеются лишь решения в упрощенных частных случаях. Анализ решения системы уравнений (4)–(7) показывает, что для выпуклой изотермы адсорбции и постоянного значения коэффициента массопередачи  $K_v$  в течение определенного времени происходит формирование стационарного профиля концентрации  $c(x)$  – стационарного фронта адсорбции, а затем осуществляется его параллельный перенос с постоянной скоростью  $u$  (рис. 4). Для линейной и тем более вогнутой изотерм адсорбции профиль концентрации  $c(x, t)$  с течением времени все более расширяется, что не позволяет говорить в этих случаях о параллельном переносе стационарного фронта адсорбции.

### Цель работы:

- 1) ознакомление с работой адсорбера с неподвижным слоем адсорбента;
- 2) определение экспериментального и расчетного времени «проскока» (защитного действия слоя);


3) математическое моделирование процесса периодической адсорбции.

### Описание установки

Лабораторная установка (рис. 5) предназначена для проведения процесса адсорбции паров воды из смеси с воздухом слоем адсорбента (силикагеля). Она состоит из испытательной колонны 1 диаметром 90 мм. Колонна заполнена силикагелем (высота слоя 0,15–0,3 м).

Газ (влажный воздух) подается воздуходувкой 6 в верхнюю часть колонны, проходит через слой адсорбента и через штуцер 3 в нижней части сбрасывается в атмосферу. Расход газа  $\dot{V}$  определяется при помощи диафрагмы 7 и дифманометра 8 и отображается прибором 19. Регулирование расхода осуществляется при помощи регулятора напряжения (ЛАТР) 5, меняющего число оборотов электродвигателя. Относительная влажность  $\Phi$  на входе и выходе из колонны измеряется при помощи датчиков 2 и 4 соответственно и отображаются приборами 15 и 18. Выходные сигналы поступают на вторичные регистрирующие приборы. Все данные, поступающие с приборов, собираются и обрабатываются SCADA-системой и заносятся в память компьютера.

### Порядок проведения работы

Убедиться, что в колонну засыпано необходимое количество адсорбента и включен компьютер. Тумблером «Сеть» 16 на электрическом щитке управления 14 включают электропитание вторичных приборов и преобразователей. Запускается программа ярлыком «Адсорбция», находящимся на рабочем столе компьютера. Открывают краны 10 и 12, убедившись, что краны 11 и 13 закрыты и заглушка на штуцере 9 закручена. Затем включают питание воздуходувки тумблером 17 и ЛАТР тумблером 21 и, вращая ручку 20 ЛАТР 5, устанавливают нужный расход (в диапазоне 0,005–0,008 м<sup>3</sup>/с) и засекают по часам на компьютере время начала эксперимента  $t_{\text{нач}}$  (час, минута). Одновременно с включением воздуходувки запускается сбор информации компьютером с датчиков нажатием кнопки  на панели инструментов.

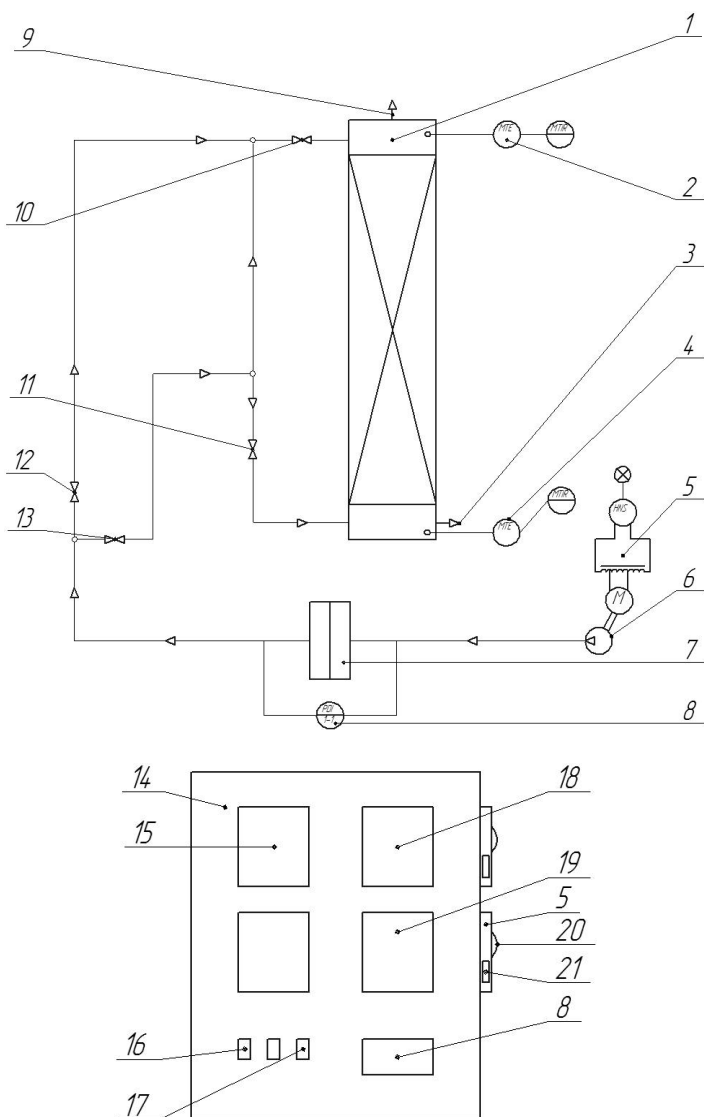



Рис. 5. Схема лабораторной установки

Все необходимые данные, поступающие с приборов 15, 18, 19, собираются, обрабатываются и заносятся в память компьютера. По шкале, нанесенной на испытательной колонне, определяют высоту слоя

адсорбента ( $h_{\text{сл}}$ ). Эксперимент завершают по достижении «проскоковой» концентрации паров воды в воздухе (относительной влажности воздуха)  $\Phi_{\text{пр}}$  на выходе из адсорбера, найденной по зависимости

$$\Phi_{\text{пр}} = \Phi_{\text{н}} \cdot \chi,$$

где  $\Phi_{\text{н}}$  – относительная влажность воздуха на входе в колонну, а  $\chi$  – доля «проскоковой» относительной влажности от начальной (задается преподавателем в диапазоне 0,07–0,1)

Время  $t_{\text{кон}}$  (час, минута) фиксируют непосредственно в процессе эксперимента (это время достижения «проскоковой» концентрации  $\Phi_{\text{пр}}$ ), наблюдая за влажностью воздуха на выходе из колонны (показания прибора 18), и проверяют по таблице экспериментальных данных, сохраненных на компьютере. Вызов этой таблицы осуществляется нажатием кнопки  на панели инструментов. После нажатия на экране появляется окно с таблицей экспериментальных данных (рис. 6). В этой таблице необходимо найти начало своего эксперимента – строку «Запуск процесса», соответствующую времени начала эксперимента, так как подобный файл создается один раз в сутки и в нем могут находиться результаты других экспериментов. В последнем столбце «Значение» приведены в процентах значения относительной влажности воздуха на выходе из адсорбера.

Время проскока  $t_{\text{пр}}^3$  – это время от начала работы до достижения «проскоковой» концентрации  $\Phi_{\text{пр}}$  (т.е. от  $t_{\text{нач}}$  до  $t_{\text{кон}}$ ).

После этого все окна на компьютере закрывают и при необходимости выключают компьютер. Выключают воздушодувку, возвращая ручку 20 ЛАТР 5 в исходное положение и выключая последовательно тумблеры 21 и 17. Затем выключают питание установки тумблером 16. Все необходимые данные заносятся в табл. 1.

Таблица 1

$\dot{V} \cdot 10^2$ , м <sup>3</sup> /с	$h_{\text{сл}}$ , м	$\Phi_{\text{н}}$ , %	$\Phi_{\text{пр}}$ , %	$t_{\text{нач}}$ , ч:мин:сек	$t_{\text{кон}}$ , ч:мин:сек	$t_{\text{пр}}^3$ , с

ДАТА	ВРЕМЯ	СОБЫТИЕ	ССЫЛКА	ОПИСАНИЕ	ЗНАЧЕНИЕ
01.02.2013	17:07:48	Запуск процесса			
01.02.2013	17:07:48	Сохранение значения	9	Влаж-ть2, %	0.59233
01.02.2013	17:08:48	Сохранение значения	9	Влаж-ть2, %	0.58241
01.02.2013	17:09:48	Сохранение значения	9	Влаж-ть2, %	0.59461
01.02.2013	17:10:48	Сохранение значения	9	Влаж-ть2, %	0.5847
01.02.2013	17:11:49	Сохранение значения	9	Влаж-ть2, %	0.5946
01.02.2013	17:12:49	Сохранение значения	9	Влаж-ть2, %	0.58241
01.02.2013	17:13:49	Сохранение значения	9	Влаж-ть2, %	0.59461
01.02.2013	17:14:49	Сохранение значения	9	Влаж-ть2, %	0.5847
01.02.2013	17:15:48	Сохранение значения	9	Влаж-ть2, %	0.59233
01.02.2013	17:16:48	Сохранение значения	9	Влаж-ть2, %	0.5847
01.02.2013	17:17:48	Сохранение значения	9	Влаж-ть2, %	0.59233
01.02.2013	17:18:48	Сохранение значения	9	Влаж-ть2, %	0.59004
01.02.2013	17:19:48	Сохранение значения	9	Влаж-ть2, %	0.65737
01.02.2013	17:20:48	Сохранение значения	9	Влаж-ть2, %	0.82896
01.02.2013	17:21:48	Сохранение значения	9	Влаж-ть2, %	0.95872
01.02.2013	17:22:48	Сохранение значения	9	Влаж-ть2, %	1.09076
01.02.2013	17:23:48	Сохранение значения	9	Влаж-ть2, %	1.20831
01.02.2013	17:24:08	Завершение процесса			

Дата: 01.02.2013    Процесс: C:\DOCUMENTS AND SETTINGS\ADMINISTRATOR\РАБОЧИЙ СТОЛ\АДСОРБЦИЯ.DPM   

Рис. 6. Пример таблицы экспериментальных данных

## Обработка опытных данных

При расчетах можно использовать пример 8.1 (п. 8.1.3, п. 8.1.4) книги [30].

В данной работе предполагается, что процесс адсорбции изотермичен, поэтому расчет проводится для  $T = 20\text{ }^{\circ}\text{C}$ . Поскольку весь последующий расчет проводится для концентрации водяного пара в воздухе, а не для относительной влажности, необходимо перевести  $\varphi$  в  $c$  по формуле

$$c = \frac{\varphi}{100} \cdot \rho_{\text{нп}},$$

где  $\rho_{\text{нп}}$  – плотность насыщенного водяного пара при  $T = 20\text{ }^{\circ}\text{C}$ ,  $\text{кг/м}^3$ .

Для силикагеля, используемого в данной лабораторной установке, и при достигаемых режимах (температуре и влажности), равновесная концентрация может быть описана линейным уравнением

$$X^* = 35c,$$

что позволяет найти аналитическое решение для системы (4)–(7). При других способах описания изотерм (более точных – изотермы Ленгмюра, Фрейндлиха и т. п.) эта система (4)–(7) решается только численными методами.

Коэффициент массоотдачи в газовой фазе  $\beta_y$  определяется из критериального уравнения

$$Nu' = 0,355 Re^{0,641} (Pr')^{0,333} / \varepsilon,$$

где  $Nu' = \frac{\beta_y d_3}{D_y}$ ;  $Re = \frac{w d_3 \rho_y}{\mu_y}$ ;  $Pr' = \frac{\mu_y}{\rho_y D_y}$ ;  $\beta_y$  – коэффициент массоотдачи в газовой фазе, м/с;  $d_3$  – диаметр эквивалентного шара гранул адсорбента, м;  $D_y$  – коэффициент диффузии в газовой фазе в системе водяной пар–воздух, м<sup>2</sup>/с;  $w$  – фиктивная скорость газа, м/с;  $\rho_y$  – плотность воздуха, кг/м<sup>3</sup>;  $\mu_y$  – динамический коэффициент вязкости воздуха, Па·с;  $\varepsilon$  – порозность слоя.

Фиктивная скорость газа находится по формуле

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

где  $S$  – площадь поперечного сечения колонны, м<sup>2</sup>.

Коэффициент массоотдачи в адсорбенте (коэффициент внутренней массоотдачи)  $\beta_\tau$  находим по уравнению

$$\beta_\tau = \frac{10D_3}{d_3(1-\varepsilon)} \frac{\rho_{\text{нас}} X^*(c_n)}{c_n},$$

где  $D_3$  – коэффициент эффективной диффузии водяного пара в адсорбенте, м<sup>2</sup>/с,  $c_n$  – начальная концентрация водяного пара в газовой смеси, кг/м<sup>3</sup>.

Справочный материал к расчетам:  $\varepsilon = 0,3$ ;  $\rho_{\text{нас}} = 850$  кг/м<sup>3</sup>;  $d_3 = 0,0046$  м;  $D_3 = 4 \cdot 10^{-10}$  м<sup>2</sup>/с,  $T = 20^\circ\text{C}$ . Коэффициент массопередачи  $K_y$  находим по формуле (3).

Снижение движущей силы процесса массопереноса в результате отклонения движения газа от режима идеального вытеснения учтем введением дополнительного диффузионного сопротивления продольного перемешивания. Коэффициент, учитывающий продольное перемешивание, определяем по уравнению

$$\beta_{\text{прод}} = 0,0567 \frac{w}{1-\varepsilon} \left( \frac{\rho_y w d_s}{\mu_y} \right)^{0,22}$$

Коэффициент массопередачи с учетом продольного перемешивания

$$K'_y = \frac{1}{\frac{1}{K_y} + \frac{1}{\beta_{\text{прод}}}}.$$

Находим объемный коэффициент массопередачи

$$K_{yV} = K'_y a,$$

где  $a = \frac{6(1-\varepsilon)}{d_s}$  – удельная поверхность адсорбента,  $\text{м}^2/\text{м}^3$ .

Продолжительность адсорбции определяется по выходной кривой, построение которой производится по уравнению Томаса для безразмерной концентрации в потоке

$$c/c_n = J(n_{oy}, n_{oy} \theta),$$

где  $J(n_{oy}, n_{oy} \theta)$  – функция двух переменных, определяемая по табл. 4;

$n_{oy} = \frac{K_{yV} h_{cl}}{w}$  – общее число единиц переноса для слоя высотой  $h_{cl}$ ;

$\theta = \frac{w c_{нач} (t - h_{cl} \varepsilon / w)}{\rho_{нас} X^*(c_n) h_{cl}}$  – безразмерное время.

Выражая  $t$  через безразмерное время  $\theta$ , получим

$$t = \frac{h_{cl} (\theta \rho_{нас} X^*(c_n) + c_n \varepsilon)}{w c_n}.$$

Результаты расчета выходной кривой для найденного  $n_{oy}$  при различных  $\theta$  сводятся в табл. 2.

Таблица 2

$\theta$	$t$	$c / c_n$
$\theta_1$	$t_1$	$c / c_{n_1}$
$\theta_2$	$t_2$	$c / c_{n_2}$
...	...	...
$\theta_n$	$t_n$	$c / c_{n_n}$

По выходной кривой определяется время достижения заданной «проскоковой» концентрации – это и будет временем проскока  $t_{np}^p$ .

Результаты расчетов заносятся в табл. 3

Таблица 3

$w$ , м/с	$\beta_y$ , м/с	$\beta_T$ , м/с	$K_y$ , м/с	$K'_y$ , м/с	$t_{np}^p$ , с

Необходимо сравнить расчетное  $t_{np}^p$  и экспериментальное  $t_{np}^3$  время проскока.

### Моделирование на компьютере

Для решения системы уравнений (4)–(7) была разработана компьютерная программа. Алгоритм основан на численном решении с помощью ядра программы Mathematica. Интерфейс ввода исходных данных представлен на рис. 7. Пользователю необходимо ввести следующие исходные данные: расход воздуха (м<sup>3</sup>/с); влажность (начальная концентрация паров воды  $c_n$ , кг/м<sup>3</sup>); высоту слоя адсорбента (м); диаметр колонны (м); насыпную плотность адсорбента (кг/м<sup>3</sup>); порозность слоя адсорбента; средний диаметр частиц сорбента (м); вид изотермы адсорбции (линейная (8) или Ленгмюра (9)); коэффициент эффективной диффузии паров воды в твердой фазе  $D_s$  (м<sup>2</sup>/с); концентрацию проскока (в % от начального значения концентрации):

$$X^* = 35c; \quad (8)$$



$$X^* = \frac{44c}{1 + 81c} \quad (9)$$

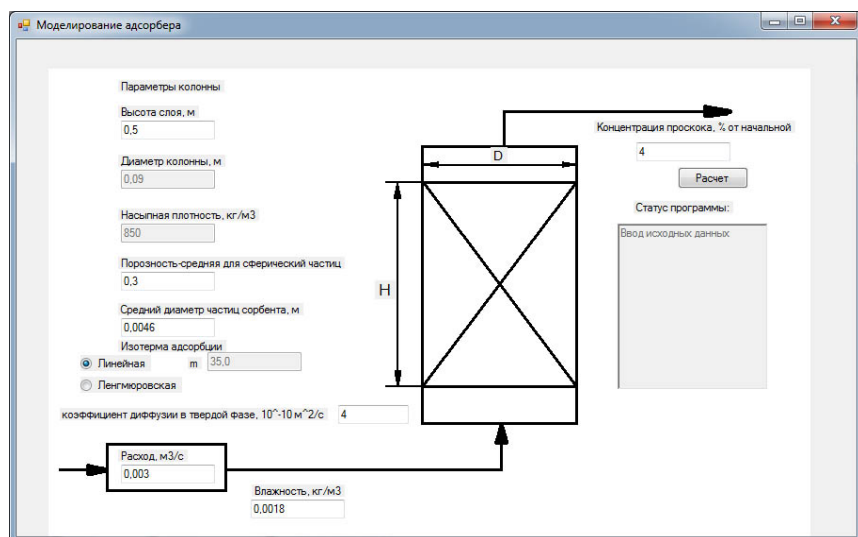


Рис. 7. Интерфейс программы

После ввода исходных данных необходимо нажать кнопку «Расчет». Решение системы уравнений занимает некоторое время, этапы выполнения расчета указываются в поле статуса программы.

После завершения расчета в окне программы выводятся следующие графики: зависимость концентрации адсорбтива в газе по высоте слоя  $c(x)$ ; зависимость концентрации адсорбата в адсорбенте по высоте аппарата  $X(x)$ ; концентрация адсорбтива в газе на выходе из аппарата в зависимости от времени  $c(t)$  (рис. 8). Кроме того, программа позволяет посмотреть изменение профилей концентрации  $c(x)$  и  $X(x)$  во времени, просто перемещая курсор, находящийся над графиком.

В окне изображается только один из графиков, переключение между графиками производится кнопками « $c(x)$ », « $X(x)$ », « $c(t)$ », расположенными в правой части окна. Изменение времени производится ползунком, расположенным в верхней части окна.

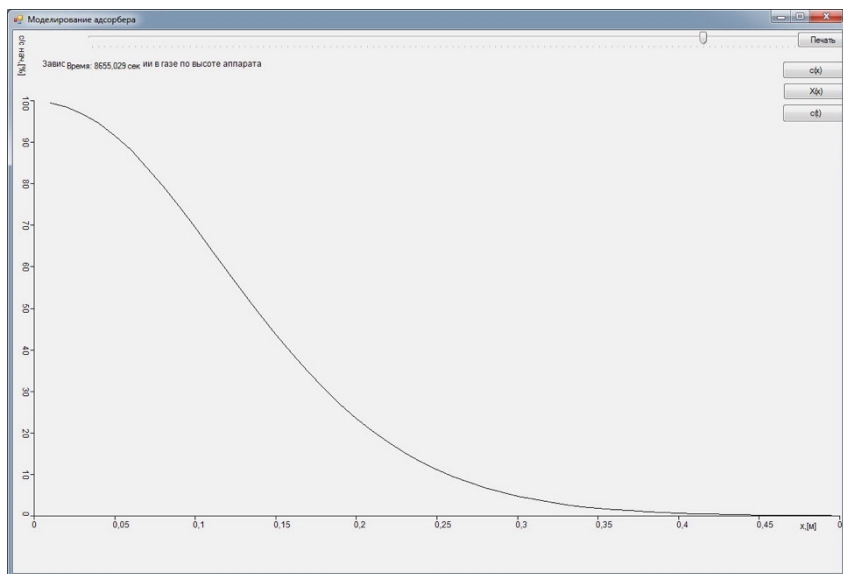


Рис. 8. Результат работы программы

В программе предусмотрен вывод результатов расчетов на печать (кнопка «Печать» в правой части окна). На печать выводится 2 листа.

На первом листе – исходная информация, результаты расчета: фиктивная скорость, критерий  $Re$ , коэффициент массоотдачи в газовой фазе, коэффициент массоотдачи в порах, коэффициент массопередачи с учетом обратного перемешивания, время проскока. Также на этом листе находятся графики зависимости концентрации адсорбтива в газе по высоте слоя  $c(x)$  в различные моменты времени.

На втором листе представлены графики концентрации адсорбата в адсорбенте по высоте аппарата  $X(x)$  в различные моменты времени и концентрации адсорбтива в газе на выходе из аппарата в зависимости от времени  $c(t)$ . Графики зависимости концентрации по высоте аппарата представлены при значениях времени, равных времени проскока,  $1/3$  и  $2/3$  времени проскока.

С помощью компьютера решают следующие задачи:

1) сопоставить собственный расчет с компьютерным для линейной изотермы ( $t_{пр}$ ,  $w$ ,  $Re$ ,  $\beta_y$ ,  $\beta_T$ ,  $K_y$  с учетом обратного переме-

шивания), проанализировать графики  $c(x)$ ,  $X(x)$ , сделать вывод о формировании стационарного фронта адсорбции;

2) провести компьютерный расчет для Ленгмюровской изотермы адсорбции, сопоставить с линейной.

### **Контрольные вопросы**

1. Дайте определения процесса адсорбции.
2. Какие виды адсорбентов вы знаете? Преимущества и недостатки различных видов адсорбентов.
3. Как описывается равновесие процесса адсорбции (в системах газ–твердое тело)?
4. Каков порядок расчета коэффициента массопередачи?
5. Объясните принцип работы адсорбционной установки.

Таблица 4

Значения функции  $J(\alpha, \gamma)$  [30]

$n_{oy}$	$\theta$						
	0,1	0,25	0,4	0,5	0,6	0,75	
0,01	0,9901	0,9901	0,9901	0,9901	0,9901	0,9901	
0,02	0,9802	0,9803	0,9804	0,9804	0,9804	0,9805	
0,05	0,9515	0,9518	0,9522	0,9524	0,9526	0,9530	
0,10	0,9057	0,9071	0,9084	0,9093	0,9101	0,9114	
0,20	0,8220	0,8267	0,8314	0,8344	0,8374	0,8417	
0,50	0,6214	0,6427	0,6628	0,6756	0,6880	0,7056	
1	0,4038	0,4543	0,5010	0,5301	0,5578	0,5965	
1,5	0,2724	0,34251	0,4078	0,4487	0,4874	0,5415	
$n_{oy}$	$\theta$						
	0,15	0,25	0,4	0,5	0,6	0,75	
2	0,2162	0,2690	0,3456	0,3943	0,4409	0,5064	
3	0,1235	0,1778	0,2633	0,3209	0,3777	0,4597	
4	0,0745	0,1234	0,2085	0,2700	0,3331	0,4269	
5	0,0463	0,0878	0,1686	0,2313	0,2982	0,4011	
$n_{oy}$	$\theta$						
	0,25	0,4	0,5	0,6	0,75	0,9	
6	0,0635	0,1380	0,2003	0,2695	0,3796	0,4891	
8	0,0341	0,0948	0,1535	0,2242	0,3446	0,4699	
10	0,0188	0,0665	0,1198	0,1894	0,3163	0,4547	
15	0,0045	0,0288	0,0674	0,1292	0,2627	0,4259	
20	0,0011	0,0130	0,0393	0,0909	0,2230	0,4040	
$n_{oy}$	$\theta$						
	0,4	0,5	0,6	0,7	0,8	0,9	
30	0,0028	0,0142	0,0472	0,1161	0,2268	0,3703	
40	0,0006	0,0053	0,0254	0,0808	0,1881	0,3440	
50	0,002	0,0021	0,0140	0,0572	0,1580	0,3221	
60	0,0000	0,0008	0,0078	0,0410	0,1339	0,3032	
80	0,0000	0,0001	0,0025	0,0215	0,0979	0,2714	
100	0,0000	0,0000	0,0008	0,0116	0,0727	0,2453	
$n_{oy}$	$\theta$						
	0,7	0,75	0,8	0,85	0,9	0,95	
150	0,0026	0,0110	0,0361	0,0931	0,1951	0,341	
200	0,0006	0,0040	0,0185	0,0624	0,1585	0,3152	
300	0,0000	0,0006	0,0052	0,0293	0,1082	0,2744	
400	0,0000	0,0001	0,0015	0,0143	0,0759	0,2425	
$n_{oy}$	$\theta$						
	0,88	0,9	0,92	0,94	0,96	0,98	
500	0,0261	0,0541	0,1011	0,1717	0,2667	0,3814	
600	0,0166	0,0390	0,0808	0,1490	0,2466	0,3693	
800	0,0069	0,0207	0,0526	0,1139	0,2132	0,3485	
1000	0,0029	0,0112	0,0348	0,0883	0,1861	0,3306	

$\theta$						
1	1,3	1,6	2	3	5	10
0,9901	0,9902	0,9902	0,9902	0,9903	0,9905	0,9910
0,9806	0,9807	0,9808	0,9810	0,9813	0,9821	0,9838
0,9536	0,9542	0,9549	0,9558	0,9579	0,9618	0,9701
0,9135	0,9159	0,9183	0,9213	0,9285	0,9408	0,9632
0,8487	0,8567	0,8643	0,8737	0,8946	0,9267	0,9704
0,7329	0,7624	0,7886	0,8193	0,8782	0,9451	0,9928
0,6543	0,7136	0,7634	0,8174	0,9061	0,9766	0,9994
0,6215	0,7018	0,7670	0,8341	0,9323	0,9902	0,9999

$\theta$						
1	1,3	1,6	2	3	4	5
0,6035	0,7000	0,7764	0,8519	0,9512	0,9853	0,9958
0,5833	0,7052	0,7980	0,8828	0,9744	0,9952	0,9992
0,5717	0,7140	0,8183	0,9069	0,9863	0,9984	0,9998
0,5639	0,7236	0,8364	0,9256	0,9926	0,9995	0,9999

$\theta$						
1	1,25	1,5	1,75	2	2,25	2,5
0,5582	0,7078	0,8187	0,8934	0,9403	0,9679	0,9833
0,5503	0,7229	0,8444	0,9194	0,9610	0,9822	0,9923
0,5449	0,7371	0,8658	0,9384	0,9742	0,9900	0,9964
0,5366	0,7683	0,9055	0,9677	0,9905	0,9975	0,9994
0,5316	0,7943	0,9323	0,9826	0,9964	0,9994	0,9999

$\theta$						
1	1,1	1,2	1,3	1,4	1,5	1,6
0,5258	0,6705	0,7885	0,8742	0,9304	0,9640	0,9825
0,5223	0,6884	0,8178	0,9043	0,9545	0,9803	0,9922
0,5200	0,7044	0,8419	0,9263	0,9698	0,9891	0,9965
0,5182	0,7188	0,8620	0,9428	0,9798	0,9938	0,9984
0,5158	0,7441	0,8934	0,9649	0,9907	0,9980	0,9996
0,5141	0,7657	0,9168	0,9781	0,9956	0,9993	0,9999

$\theta$						
1	1,05	1,1	1,15	1,2	1,25	1,3
0,5115	0,6759	0,8088	0,9000	0,9536	0,9809	0,9930
0,5100	0,6980	0,8415	0,9295	0,9734	0,9906	0,9976
0,5081	0,7340	0,8879	0,9635	0,9907	0,9981	0,9997
0,5071	0,7630	0,9189	0,9806	0,9967	0,9996	0,9999

$\theta$						
1	1,02	1,04	1,06	1,08	1,1	1,12
0,5063	0,6295	0,7395	0,8291	0,8955	0,9405	0,9685
0,5058	0,6402	0,7581	0,8504	0,9151	0,9559	0,9790
0,5050	0,6593	0,7895	0,8839	0,9431	0,9753	0,9905
0,5045	0,6758	0,8151	0,9088	0,9613	0,9859	0,9956

## БИБЛИОГРАФИЧЕСКИЙ СПИСОК

1. *Касаткин А. Г.* Основные процессы и аппараты химической технологии. М.: Альянс, 2008. 750 с.
2. *Дытнерский, Ю. И.* Процессы и аппараты химической технологии. 1, 2 ч. М.: Химия, 2002. 400 с. 368 с.
3. Процеси и апарати 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. 320 с.
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. и др.* 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. Казань: КХТИ, 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., Носко А. А.* Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. М.: Альянс, 2007. 576 с.

17. Романков П. Г., Фролов В. Ф., Флисюк О. М. Методы расчета процессов и аппаратов химической технологии (примеры и задачи). СПб.: ХИМИЗДАТ, 2009. 544 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. 352 с.

24. Разинов А. И., Клинов А. В., Дьяконов Г. С. Процессы и аппараты химической технологии: учебное пособие. Казань: Изд-во КНИТУ, 2017. 860 с.

25. Забродский С. С. Гидродинамика и теплообмен в псевдоожиженном слое. М.: Госэнергоиздат, 1963. 488 с.

26. Справочник химика, Т. 3. 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.

30. Основные процессы и аппараты химической технологии: пособие по проектированию / Г. С. Борисов [и др.]; общ. ред. Ю. И. Дытнерского. М.: Альянс, 2007. 496 с.

31. Рудобаишта С.П. Массоперенос в системах с твердой фазой. М.: Химия, 1980. 248 с.

## ПРИЛОЖЕНИЕ

Теплофизические свойства воды, воздуха и водяного пара

Т, °С	Вода					Воздух		Водяной пар	
	$\rho$ , кг/м <sup>3</sup>	С, 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	$\rho$ , кг/м <sup>3</sup>	$p_n \cdot 10^{-4}$ , Па	$D \cdot 10^4$ , м <sup>2</sup> /с
0	1000	4,22	55,1	1792	75,5	17,1	1,28	0,061	0,216
10	1000	4,19	57,5	1310	74,4	17,6	1,23	0,122	0,230
20	998	4,19	59,9	1000	72,8	18,1	1,19	0,237	0,245
30	996	4,18	61,8	804	71,2	18,6	1,15	0,423	0,261
40	992	4,18	63,4	657	69,6	19,1	1,11	0,736	0,276
50	988	4,18	64,8	540	67,7	19,6	1,08	1,23	0,292
60	983	4,18	65,9	470	66,2	20,1	1,04	1,99	0,309
70	978	4,19	66,8	406	64,3	20,5	1,02	3,12	0,326
80	972	4,19	67,5	355	62,6	20,9	0,99	4,74	0,343