

66.02
112

МИНИСТЕРСТВО ОБРАЗОВАНИЯ И НАУКИ УКРАИНЫ
НАЦИОНАЛЬНЫЙ ТЕХНИЧЕСКИЙ УНИВЕРСИТЕТ
«Харьковский политехнический институт»

ЛАБОРАТОРНЫЙ ПРАКТИКУМ

по курсу

«ОСНОВНЫЕ ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ ХИМИЧЕСКОЙ ТЕХНОЛОГИИ»

Учебное пособие

Под редакцией профессора Л. Л. Товажнянского

1571478



Харьков НТУ «ХПИ» 2008

ББК 35.11

Л12

УДК 66.02(075)

Рецензенты:

А. Н. Иванов, д-р техн. наук, проф., Харьковский государственный
технический университет строительства и архитектуры,

А. П. Михайлюк, профессор, Университет гражданской защиты Украины,

Ю. Б. Данилов, канд. техн. наук, генеральный директор
ОАО УКРНИИХИММАШ

Авторы:

Л. Л. Товажнянский, В. А. Лещенко, А. П. Готлинская, И. А. Нечипоренко,
И. С. Чернышев, А. И. Зайцев, С. Н. Быканов, К. А. Горбунов, И. Б. Рябова,
Ю. А. Селихов, Е. А. Семенченко, В. Н. Соловей, И. Б. Иванова,
Г. С. Новикова, Г. Л. Дуравкина

В практикуме описаны методы экспериментального исследования гидромеханических, тепловых и массообменных процессов, охватывающих широкий спектр основных процессов химической технологии, изучение которых проводится в лабораторных работах, предусмотренных учебными программами дисциплин «Процессы и аппараты химической технологии», «Основные процессы и аппараты химической технологии», «Типовые технологические объекты».

Предназначено для студентов химико-технологических специальностей высших учебных заведений.

**Лабораторный практикум по курсу «Основные процессы
Л-12 и аппараты химической технологии» [Текст] : учеб. пособие /**
Л. Л. Товажнянский, В. А. Лещенко, А. П. Готлинская [и др.] ;
под ред. Л. Л. Товажнянского. – Харьков : НТУ «ХПИ», 2008. –
420 с. – На рус. яз.

ISBN 978-966-593-638-1

У практикумі описані методи експериментального дослідження гідромеханічних, теплових, масообмінних процесів, що охоплюють широкий спектр основних процесів хімічної технології, вивчення яких проводиться у лабораторних роботах, що передбачено навчальними програмами дисциплін «Процеси та апарати хімічної технології», «Основні процеси та апарати хімічної технології», «Типові технологічні об'єкти».

Призначено для студентів хіміко-технологічних спеціальностей вищих навчальних закладів.

Ил. 114. Табл. 64. Библиогр.: 35 назв.

ББК 35.11

ISBN 978-966-593-638-1

© НТУ «ХПИ», 2008

ПРЕДИСЛОВИЕ

Настоящее издание является учебным пособием для студентов высших учебных заведений при выполнении ими лабораторных работ по дисциплинам «Процессы и аппараты химической технологии», «Основные процессы и аппараты химической технологии», «Типовые технологические объекты», являющимся фундаментальными инженерными дисциплинами при подготовке студентов химико-технологических специальностей. В данное издание вошли лабораторные работы, разработанные и апробированные на кафедре общей химической технологии, процессов и аппаратов Национального технического университета «Харьковский политехнический институт».

Материал пособия соответствует программе этих курсов и содержит описание основных методов исследования гидромеханических, тепловых и массообменных процессов химической технологии. Описанию методов исследования предшествуют краткие теоретические пояснения методического характера.

Практикум включает три раздела: «Гидромеханические процессы», «Тепловые процессы», «Массообменные процессы», что соответствует исторически сложившейся структуре преподавания данных дисциплин. В каждом разделе достаточно широко охвачены основные процессы химической технологии.

При проведении данных лабораторных работ можно путем экспериментальных исследований проследить качественные и количественные характеристики основных процессов и составить представление о практическом применении основных теоретических закономерностей при обработке данных эксперимента. Практически в каждой работе присутствует сравнение экспериментальных результатов с результатами теоретических расчетов, на основании которых делаются выводы по работе.

Учитывая все более расширяющееся применение компьютерной техники для решения различных технических задач, выполнение студентами лабораторных работ, расчетных заданий, курсовых и дипломных проектов стало немыслимым без применения специальных программных средств – компьютерных технологий.

В связи с этим в ряде работ данного пособия приведены примеры компьютерных технологий решения задач, полученных при физическом и математическом моделировании процессов.

Реализация таких примеров показана как с помощью разработанных программ на алгоритмических языках, так и в среде прикладного инженерного пакета MathCAD.

В этих работах приведены возможные способы решения задач математической обработки экспериментальных данных с целью их представления в виде некоторой аналитической зависимости.

Показано, что на последующих этапах обработки экспериментальных данных применяя современные средства пакета MathCAD, в том числе и графические, осуществляется проведение над полученными зависимостями, как обычных математических операций, так и решение задач математического моделирования с визуализацией происходящих физических процессов.

Изложение каждой лабораторной работы имеет общую структуру:

1) цель работы; 2) теоретические основы; 3) описание лабораторной установки; 4) методика проведения работы; 5) обработка данных эксперимента; 6) вопросы для самоконтроля.

Студентам, выполняющим лабораторные работы, рекомендуется оформлять отчет по каждой лабораторной работе на отдельных листах в соответствии со стандартом учебного заведения.

Отчет должен включать:

- титульный лист с указанием фамилии, инициалов и группы студента; фамилий и инициалов преподавателей; дату выполнения работы;
- наименование работы;
- цель работы;
- схему лабораторной установки со спецификацией;
- таблицу экспериментальных данных;

- таблицу результатов расчета;
- выводы по работе.

Справочный материал, содержащийся в данном пособии, позволяет осуществить обработку экспериментальных данных, не прибегая к помощи других литературных источников.

Коллектив авторов будет благодарен читателям за критические замечания и дополнения, которые будут учтены в последующих редакциях издания.

РАЗДЕЛ 1

ГИДРОМЕХАНИЧЕСКИЕ ПРОЦЕССЫ

ЛАБОРАТОРНАЯ РАБОТА 1.1

ОСНОВНЫЕ ГИДРОДИНАМИЧЕСКИЕ ХАРАКТЕРИСТИКИ ПОТОКА ЖИДКОСТИ

Цель работы – ознакомление и определение основных характеристик движущегося потока жидкости.

Основные теоретические сведения

Скорость и расход жидкости. Количество жидкости, протекающее через поперечное сечение потока в единицу времени, носит название *расхода жидкости*.

В зависимости от того, в чем выражено количество жидкости, различают: объемный расход V , массовый расход M и весовой расход G .

Скорость жидкости в различных точках поперечного сечения потока неодинакова (у стенок трубопровода она практически равна нулю, а по центру сечения – максимальная), поэтому в расчетах используют среднюю (фиктивную) скорость движения жидкости, определяемую как отношение объемного расхода жидкости V к площади поперечного сечения потока S :

$$w_{\text{ср}} = \frac{V}{S} \quad (1.1)$$

Отсюда

- объемный расход жидкости, м³/с,

$$V = w_{\text{ср}} S ; \quad (1.2)$$

- массовый расход, кг/с,

$$M = w_{\text{ср}} S \rho ; \quad (1.3)$$

где ρ – плотность жидкости, кг/м³;

- весовой расход жидкости, Н/с,

$$G = w_{\text{ср}} S \gamma , \quad (1.4)$$

где γ – удельный вес жидкости, Н/м³.

Режимы движения жидкости. В расчетах процессов, связанных с движением жидкости и газов, решающее значение имеет характер движения рассматриваемого потока.

Опытным путем установлено существование для реальных (вязких) жидкостей и газов двух резко отличающихся видов движения – ламинарного (слоистого) и турбулентного (вихревого). Если представить поток разделенным на ряд элементарных струек, то в ламинарном потоке струйки движутся параллельно друг другу, а в турбулентном – беспорядочно перемешиваются между собой за счет пульсации скорости в каждой точке потока.

Характер движения жидкости (газа) зависит, как показали опыты, от геометрических размеров потока – диаметра для круглых труб и эквивалентного диаметра для некруглых сечений, скорости движения, вязкости и плотности жидкости (газа).

Влияние перечисленных физических параметров потока на характер движения определяется величиной критерия Рейнольдса:

$$\text{Re} = \frac{wd\rho}{\mu} = \frac{wd}{\nu}, \quad (1.5)$$

где w – средняя скорость потока, м/с; d – диаметр, м; ρ – плотность жидкости, кг/м³; μ – динамический коэффициент вязкости, Па·с; ν – кинематический коэффициент вязкости, м²/с.

Установлено, что для ламинарного режима численное значение критерия Рейнольдса всегда меньше, а для турбулентного режима всегда больше некоторого определенного и критического значения. Например, для прямых труб коуглового сечения критическое значение критерия Рейнольдса $\text{Re}_{\text{кр}} = 2320$.

Для змеевиков критическое значение критерия Рейнольдса повышается в зависимости от величины отношения диаметра трубы к диаметру змеевика и может достигать 7000 – 8000.

Необходимо отметить, что приведенные критические значения являются в известной степени условной величиной, так как трудно обнаружить резкий переход от ламинарного режима к турбулентному. В действительности обычно наблюдается так называемая «переходная» область исчезновения ламинарного режима и установления турбулентного состояния потока. Числовые значения критерия Рейнольдса для переходной области находятся в пределах 2320 и 10000. При значениях критерия Рейнольдса более 10000 режим потока становится устойчиво турбулентным.

При ламинарном режиме в круглой трубе струйки с одинаковыми скоростями располагаются правильными concentрическими слоями, причем скорость каждого слоя различна и достигает максимума по оси трубопровода (рис. 1.1), и постепенно снижаясь до нуля у стенок, вдоль которых располагается неподвижный слой жидкости, «прилипший» к стенкам вследствие присущей каждой жидкости вязкости.

Средняя скорость всего потока в этом случае равна половине максимальной (осевой) скорости:

$$\frac{w_{\text{cp}}}{w_{\text{max}}} = 0,5. \quad (1.6)$$

При турбулентном режиме (рис. 1.2) частицы жидкости, помимо поступательного движения, описывают сложные зигзагообразные траектории. Скорость в отдельных точках потока весьма быстро меняет свою величину и направление. При изучении движения турбулентного потока принято рассматривать не мгновенные, а усредненные значения местных скоростей, характеризующихся определенными закономерностями. Для вполне развитого турбулентного движения отношение средней скорости потока к максимальной является функцией критерия Рейнольдса и находится в пределах 0,8–0,95. Это отношение может быть определено из выражения

$$\frac{w_{\text{cp}}}{w_{\text{max}}} = 0,61 \text{Re}^{1/38}. \quad (1.7)$$

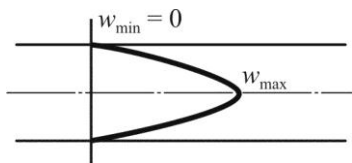


Рисунок 1.1 – Эпюра скоростей при ламинарном режиме течения жидкости

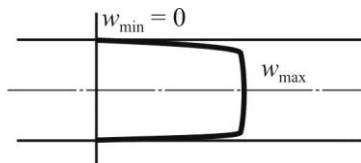


Рисунок 1.2 – Эпюра скоростей при турбулентном режиме течения жидкости

Необходимо учитывать, что приведенные выше выражения отношения средней скорости к осевой справедливы лишь для тех сечений, перед которыми длина прямого участка трубы составляет не менее 50 диаметров (на разгонном участке такой длины успевают исчезнуть возмущения, вызванные изменениями в конфигурации трубы).

Энергетический баланс потока жидкости. Жидкость, находящаяся в покое или движении, обладает определенным запасом механической энергии, т.е. способна производить работу. Покоящаяся жидкость обладает только потенциальной энергией, состоящей из потенциальной энергии положения z и потенциальной энергии давления p/γ , где p – давление, Н/м².

Мера энергии, принадлежащая единице веса жидкости, получила название *напора* (м).

Таким образом, потенциальный напор – его еще называют статическим напором – складывается из двух напоров: геометрического, или нивелирного напора (удельной энергии положения), и напора давления, или пьезометрического напора (удельной энергии давления), т.е.

$$h_{\text{ст}} = z + \left(\frac{p}{\gamma} \right).$$

Движущийся поток жидкости обладает как потенциальной, так и кинетической энергией. Кинетическая энергия потока выражается скоростным или динамическим напором:

$$h_{\text{дин}} = \frac{w^2}{2g}.$$

Тогда полный напор

$$H = h_{\text{ст}} + h_{\text{дин}} = z + \left(\frac{p}{\gamma} \right) + \frac{w^2}{2g}. \quad (1.8)$$

Согласно уравнению Бернулли, в движущемся потоке идеальной жидкости нивелирный, пьезометрический и скоростной напоры могут меняться от сечения к сечению, но сумма их в любом сечении потока – величина постоянная, т.е.

$$z_1 + \frac{p_1}{\gamma_1} + \frac{w_1^2}{2g} = z_2 + \frac{p_2}{\gamma_2} + \frac{w_2^2}{2g} = \text{const}. \quad (1.9)$$

При движении потока реальной жидкости возникают дополнительные силы, направление действия которых обратно направлению движения потока, т.е. силы, препятствующие движению жидкости. На преодоление этих сил расходуется часть общего напора потока, которая получила название *потерянного напора*. Поэтому уравнение энергетического баланса для реальной жидкости имеет вид

$$z_1 + \frac{p_1}{\gamma_1} + \frac{w_1^2}{2g} = z_2 + \frac{p_2}{\gamma_2} + \frac{w_2^2}{2g} + h_{\text{пот}}, \quad (1.10)$$

где $h_{\text{пот}}$ – напор, расходуемый на преодоление сопротивлений при прохождении потока жидкости расстояния между сечениями, для которых записан энергетический баланс (рис. 1.3).

Полный или общий напор H является движущейся силой течения жидкости, которая создается вследствие разности уровней или плотностей жидкости либо насосом.

В данной работе движущей силой является разность уровней начального и конечного сечений потока, которая составляет $H=1,9$ м.

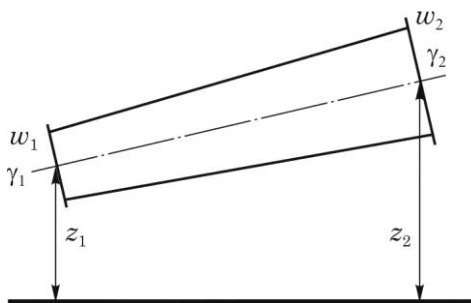


Рисунок 1.3 – Расположение сечений трубопровода (к выводу уравнения Бернулли).

Описание лабораторной установки

Гидравлическая схема установки приведена на рисунке 1.4.

Жидкость из водопровода подается в напорный бак 1, где поддерживается постоянный уровень с помощью переливной трубки 2. Самотеком жидкость из напорного бачка подается в стеклянную трубку 3. Скорость жидкости регулируется вентилем 4, а расход ее замеряется с помощью ротаметра 5. Из емкости 6 в стеклянную трубку подается краситель, расход которого регулируется вентилем 7. Отработанная жидкость сливается в канализацию 8.

Расстояние от верхнего уровня жидкости в напорном баке до места ввода жидкости в стеклянную трубку – 1,9 м.

Диаметр стеклянной трубки $d = 20 \times 1$ мм.

Методика проведения работы

При закрытом вентиле 4 заполнить напорный бак водой.

Постепенно открывая вентиль 4, пустить воду в стеклянную трубку 3, следя за тем, чтобы уровень воды в напорном баке был

постоянным.

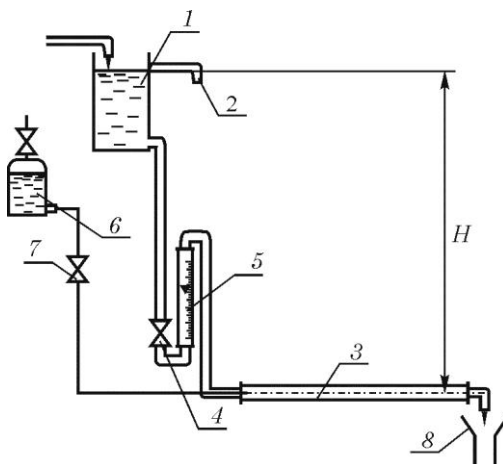


Рисунок 1.4 – Гидравлическая схема установки

Установить с помощью вентилей 4 минимальный расход воды, заданный преподавателем.

С помощью вентилей 7 отрегулировать тонкую прямую струйку красителя в стеклянной трубке 3 (ламинарный режим). Зафиксировать показания ротаметра.

Увеличивая расход воды в стеклянной трубке с помощью вентилей 4, добиться искривления струйки красителя в стеклянной трубке 3 (переходный режим). Снова зафиксировать показания ротаметра. Отметить расход воды, при котором происходит переход от ламинарного режима к переходному.

При дальнейшем увеличении расхода воды добиться полного размыва струйки красителя в стеклянной трубке (турбулентный режим). Отметить при этом показания ротаметра.

Обработка опытных данных

После проведения эксперимента производят обработку полученных результатов.

1. Среднюю скорость жидкости в стеклянной трубке рассчитывают из уравнения расхода по показаниям ротаметра (расходомера):

$$w_{\text{ср}} = \frac{V_{\text{сек}}}{0,785 \cdot d^2},$$

где $w_{\text{ср}}$ – средняя скорость жидкости, м/с; V – расход жидкости,

м³/с; d – внутренний диаметр стеклянной трубки, $d = 20$ мм.

2. Критерий Рейнольдса рассчитывают по формуле (1.5).
3. Скорость движения жидкости по оси стеклянной трубки (максимальную скорость) при ламинарном режиме рассчитывают по зависимости (1.6).
4. Критическую скорость движения жидкости определяют из выражения

$$2320 = \frac{w_{\text{кр}} d \rho}{\mu},$$

где $w_{\text{кр}}$ – скорость жидкости в стеклянной трубке, соответствующая ее расходу, при котором начинается искривление струйки красителя, м/с.

5. Приняв общий напор $H = \frac{w^2}{2g} + h_{\text{пот}}$, рассчитать потерянный напор как разность между общим и скоростным напорами. Полный напор принять равным $H = 1,9$ м.
6. Определить долю потерянного напора от общего.
7. Построить график зависимости потерянного напора от скорости жидкости в стеклянной трубке:

$$h_{\text{пот}} = f(w_{\text{ср}}).$$

8. Опытные и рассчитанные величины свести в таблицу 1.1.

Таблица 1.1 – Опытные и рассчитанные величины

Деления ротаметра	Расход жидкости V , м ³ /с	$w_{\text{ср}}$, м/с	Re	Режимы потока	Осевая ско- рость, м/с	Динамичес- кий напор, м	Потерянный напор, м	Доля поте- рянного напора

Вопросы для самоконтроля

1. Расход жидкости. Виды расхода, уравнение расхода.
2. Средняя скорость движения жидкости по трубопроводу.
3. Режимы движения жидкостей.
4. Факторы, влияющие на режим движения жидкости.
5. Критерий Рейнольдса, значение критерия Рейнольдса при

различных режимах движения жидкости, критическое значение критерия Рейнольдса.

6. Эпюра скоростей по сечению потока в прямой трубе при различных гидродинамических режимах. Соотношение средней и максимальной скоростей в прямом трубопроводе при различных гидродинамических режимах.
7. Уравнение Бернулли.
8. Статический, динамический, потерянный напоры движущегося потока жидкости.
9. Полный гидродинамический напор потока жидкости.

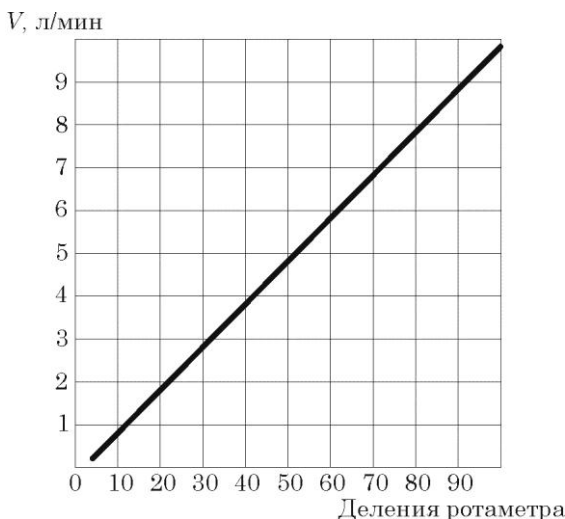


Рисунок 1.5 – Градуировочный график ротаметра

ЛАБОРАТОРНАЯ РАБОТА 1.2

ОПРЕДЕЛЕНИЕ ГИДРАВЛИЧЕСКИХ СОПРОТИВЛЕНИЙ В ТРУБОПРОВОДАХ

Цель работы – экспериментальное определение коэффициента трения и коэффициентов местных сопротивлений.

Основные теоретические сведения

Расчет гидравлического сопротивления при движении реаль-

ных жидкостей по трубопроводам является одним из основных вопросов гидродинамики.

Определение потерь напора (или потери давления) связано с необходимостью расчета затрат энергии, которые необходимы для компенсации этих потерь и перемещения жидкости с помощью насосов, компрессоров и т. д.

Потери напора в трубопроводе в общем случае обусловлены гидравлическим сопротивлением. Различают сопротивление *трения* и *местные* сопротивления.

При движении реальной жидкости по всей длине трубопровода действует сопротивление трения. На его величину влияет режим движения жидкости и степень шероховатости труб.

Местные сопротивления возникают при любых изменениях скорости потока по величине или по направлению. К ним относятся: вход потока в трубу, выход из нее, сужение и расширение потока, отводы колена, вентили, задвижки и т. д.

Потери давления на преодоление сопротивления трения $\Delta p_{\text{тр}}$, Па, определяют из уравнения

$$\Delta p_{\text{тр}} = \zeta \frac{w^2 \rho}{2} = \lambda \frac{l}{d} \frac{w^2 \rho}{2}, \quad (1.11)$$

где ζ – коэффициент сопротивления трения; λ – коэффициент трения; l – длина трубопровода, м; d – диаметр трубопровода, м; w – скорость потока, м/с; ρ – плотность жидкости, кг/м³.

Расчет потери давления на местные сопротивления $\Delta p_{\text{мс}}$, определяют из уравнения

$$\Delta p_{\text{мс}} = \sum_{i=1}^n \zeta_{\text{мс}(i)} \frac{w^2 \rho}{2}, \quad (1.12)$$

где $\zeta_{\text{мс}(i)}$ – коэффициенты местных сопротивлений.

Описание установки

Лабораторная установка смонтирована на общем стенде и состоит из вентилятора 1, ротаметра 2, вентилях 3, 4, 5, 6, регулирующих расход воздуха на одном из участков трубопровода 7, 8, 9, 10. (рис. 1.6).

Участок 7 – прямой, на участке 8 воздух проходит по змеевику, на участке 9 последовательно подключены два вентиля, а на участке 10 смонтирована диафрагма.

На стенде установлены манометры, с помощью которых измеряется давление воздуха, на входе в один из участков и на выходе из него.

Параметры трубопровода:

- внутренний диаметр трубопровода $d = 0,017$ м;
- длина прямого участка $l = 0,8$ м.

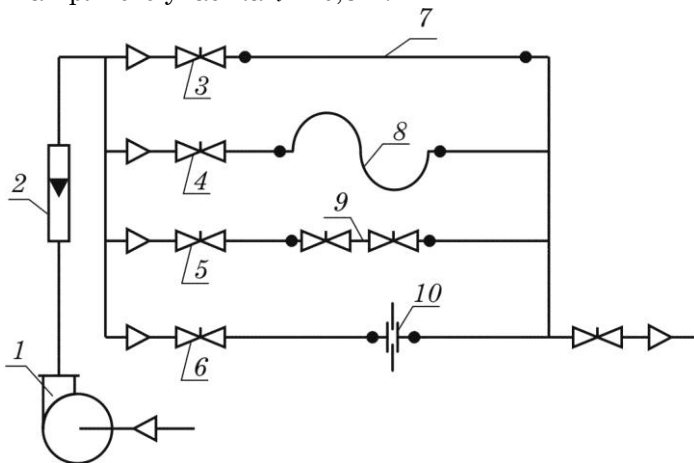


Рисунок 1.6 – Схема лабораторной установки

Методика проведения работы

Приступать к работе только с разрешения преподавателя.

1. Включить вентилятор 1.
2. Установить на ротаметре 2 вентилем 3 заданный расход.
3. Замерить давление на входе в участок 7 и на выходе из него.
4. Открыть вентиль 4.
5. Закрыть вентиль 3.
6. Установить вентилем 4 на ротаметре 2 заданный расход воздуха.
7. Замерить на входе в участок и на выходе из него.
8. Открыть вентиль 5.
9. Закрыть вентиль 4.
10. Установить вентилем 5 нужный расход.
11. Замерить давление на входе в участок 9 и на выходе из него.
12. Открыть вентиль 6.
13. Закрыть вентиль 5.
14. Установить вентилем 6 нужный расход.

15. Замерить давление на входе в участок 10 и на выходе из него.
 16. Повторить операции 1 и 15 при различных расходах воздуха.
- Опытные данные внести в таблицу 1.2.

Таблица 1.2 – Экспериментальные данные

Расход воздуха, V		Прямой участок			Змеевик			Вентили			Диафрагма		
		$p_{\text{вх}}$	$p_{\text{вых}}$	Δp	$p_{\text{вх}}$	$p_{\text{вых}}$	Δp	$p_{\text{вх}}$	$p_{\text{вых}}$	Δp	$p_{\text{вх}}$	$p_{\text{вых}}$	Δp
Деления ротаметра	м ³ /с	кгс/м ²		Па	кгс/м ²		Па	кгс/м ²		Па	кгс/м ²		Па

Обработка опытных данных

1. Рассчитать потерю давления Δp соответственно для каждого участка трубопровода при различных расходах воздуха:

$$\Delta p = p_{\text{вх}} - p_{\text{вых}}, \quad (1.13)$$

где $p_{\text{вх}}$, $p_{\text{вых}}$ – давление на входе в участок, и на выходе из участка, Па.

2. Рассчитать среднюю скорость w , м/с, воздуха при различных его расходах на каждом из участков по уравнению расхода:

$$w = \frac{V}{S}, \quad (1.14)$$

где V – объемный расход воздуха, м³/с; S – площадь сечения трубопровода, м².

3. Определить плотность воздуха ρ , кг/м³, при температуре T и давлении p :

$$\rho = \rho_0 \frac{T_0 p}{T p_0} = \frac{M}{22,4} \frac{273 p}{(273 + t) p_0}, \quad (1.15)$$

где ρ_0 – плотность воздуха при нормальных условиях, кг/м³; M – молярная масса воздуха, кг/кмоль; T – температура, К; p_0 – 760 мм.рт.ст. = 1,013·10⁵ Па.

4. Рассчитать экспериментальный коэффициент трения λ на прямом участке трубопровода по уравнению (1.16):

$$\lambda_{\text{э}} = \frac{2\Delta p d}{lw^2\rho}, \quad (1.16)$$

где d – диаметр трубы, $d = 0,017$ м; l – длина трубы, $l = 0,8$ м.

5. Определить режим движения воздуха в трубопроводе при каждом расходе воздуха

$$\text{Re} = \frac{wd\rho}{\mu}, \quad (1.17)$$

где μ – динамический коэффициент вязкости, Па·с.

6. Определить расчетный коэффициент трения λ_p :

- при значении $\text{Re} < 2300$

$$\lambda_p = \frac{64}{\text{Re}}; \quad (1.18)$$

- для труб круглого сечения при $2300 < \text{Re} < 10000$:
для гидравлически гладких труб

$$\lambda_p = \frac{0,3164}{\text{Re}^{0,25}}; \quad (1.19)$$

- для гидравлически шероховатых труб по рис. 1.7

Необходимое значение относительной шероховатости определить по формуле:

$$\varepsilon = \frac{d_{\text{э}}}{e}, \quad (1.20)$$

где ε – относительная шероховатость; $d_{\text{э}}$ – эквивалентный диаметр, м; e – среднее значение шероховатости, м.

Для труб круглого сечения $d_{\text{э}} = d$.

Средняя высота выступов шероховатости стенок труб из различных материалов представлена в табл. 1.3.

Таблица 1.3. – Среднее значение шероховатости стенок труб

№ п/п	Трубопроводы	e , мм
1.	Трубы стальные цельнотянутые и стальные при незначительной коррозии	0,2
2.	Старые заржавленные стальные трубы	0,67 и выше
3.	Трубы из кровельной стали проолифенные	0,125
4.	Чугунные трубы водопроводные, бывшие в эксплуатации	1,4
5.	Алюминиевые технически гладкие трубы	0,015–0,06
6.	Чистые цельнотянутые трубы из латуни, меди и свинца; стеклянные трубы	0,0015–0,01

7. Рассчитать коэффициенты местных сопротивлений по уравнению (1.12).
8. Сравнить экспериментальные и расчетные коэффициенты трения.

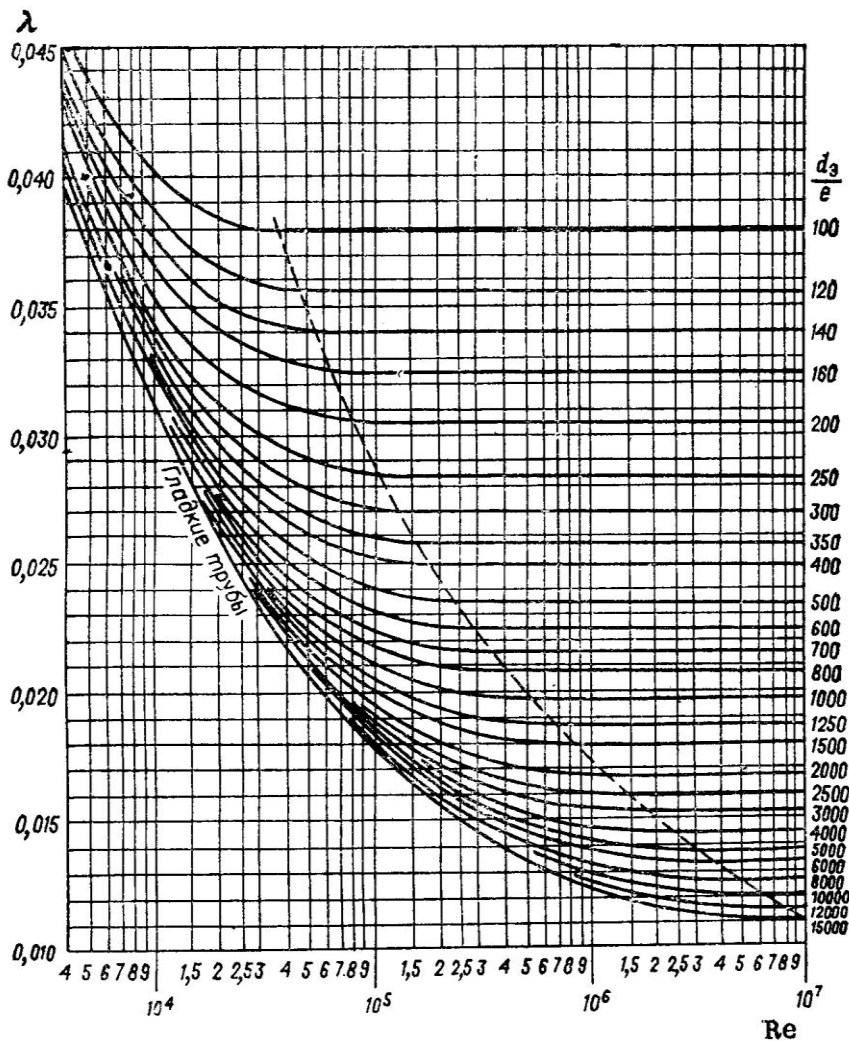


Рисунок 1.7 – Зависимость коэффициента λ от критерия Re и степени шероховатости d_a/e (d_a – эквивалентный диаметр, м; e – средняя высота выступов шероховатости на внутренней поверхности стенки трубы, м)

9. Все рассчитанные величины занести в табл. 1.4.

10. Построить графическую зависимость $\lambda_{\text{э}} = f(\text{Re})$; $\lambda_{\text{р}} = f(\text{Re})$.

Таблица 1.4 – Результаты расчета

Скорость воздуха w , м/с.	Прямой участок			Змеевик	Вентили	Диафрагма
	Re	$\lambda_{\text{э}}$	$\lambda_{\text{р}}$	$\zeta_{\text{МС}}$	$\zeta_{\text{МС}}$	$\zeta_{\text{МС}}$

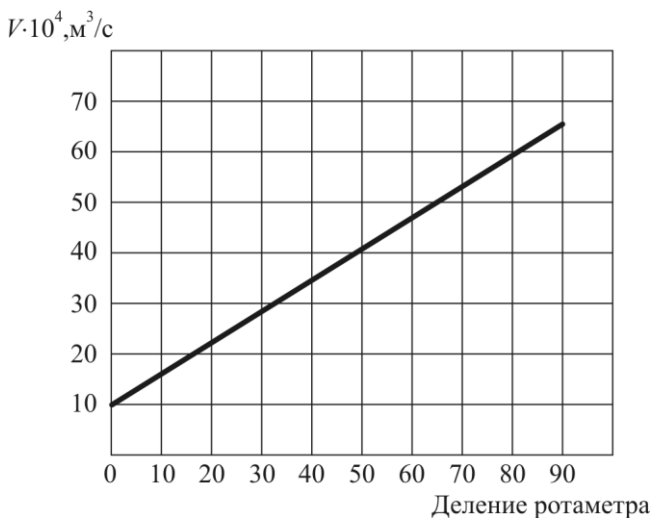


Рисунок 1.8 – Градуировочный график ротаметра

Вопросы для самоконтроля

1. Чем обусловлены сопротивления в трубопроводе при движении жидкости или газа?
2. Местные сопротивления. Приведите примеры.
3. Уравнение объемного расхода.
4. Режимы движения жидкости или газа в трубопроводе.
5. Коэффициент сопротивления трения.
6. Коэффициент трения, его зависимость от режима движения.
7. Потеря давления (напора) на преодоление сопротивления трения.
8. Потеря давления (напора) на местные сопротивления.
9. Что влияет на величину коэффициента трения?
10. Абсолютная и относительная шероховатости.

ЛАБОРАТОРНАЯ РАБОТА 1.3
ИЗУЧЕНИЕ ГИДРАВЛИЧЕСКОГО СОПРОТИВЛЕНИЯ
НАСАДОЧНОЙ КОЛОННЫ

Цель работы – изучение работы насадочной колонны и получение ее гидравлической характеристики – гидравлического сопротивления слоя насадки в зависимости от скорости газа в колонне для сухой насадки и при различных плотностях орошения, экспериментальное и теоретическое определение скорости газа, при которой колонна «захлабывается», расчет удерживающей способности насадки.

Основные теоретические сведения

В химической технике для проведения процессов абсорбции, ректификации и охлаждения газа используются насадочные колонны, которые представляют собой вертикальный цилиндрический сосуд, заполненный насадочными телами (наличие насадки увеличивает поверхность фазового контакта).

В качестве насадки обычно используются мелкие тела различной формы. Большое разнообразие насадок объясняется требованиями, предъявляемыми к ним: большая удельная поверхность и большой свободный объем (порозность), малое гидравлическое сопротивление, равномерное распределение фаз по сечению колонны, хорошая смачиваемость, коррозионная стойкость в рабочей среде, малая насыпная плотность, высокая механическая прочность и низкая стоимость. Всем перечисленным требованиям практически не удовлетворяет ни одна из существующих насадок, поэтому в каждом конкретном случае выбирают наиболее подходящую.

Наибольшее распространение получила керамическая насадка в форме колец различного размера. Такая насадка называется кольцевой. Кольца в колонне могут быть уложены в определенном порядке (рядами, установленными на торец) или засыпаны внавал. В первом случае насадку называют «регулярной», упорядоченной, во втором – «беспорядочной».

Высота слоя насадки определяет рабочую высоту насадочной колонны.

В лаборатории представлена колонна с прозрачными стенками, в которую беспорядочно засыпана кольцевая насадка. Диаметр отдельного кольца равен его высоте, такую насадку называют кольцами Рашига.

Насадка в колонне лежит на поддерживающей решетке. Нижний небольшой слой насадки укладывается регулярно для равномерного распределения газового потока. Поддерживающая решетка служит опорой для насадки и имеет большое живое сечение для прохода газа и жидкости. Сверху насадка орошается жидкостью, которая равномерно распределяется по ее поверхности распределительным устройством и движется сверху вниз. Газ подается снизу под решетку и движется вверх. Таким образом, контакт газа и жидкости осуществляется в противотоке.

Контакт газа и жидкости в насадочной колонне, во время которого идет обмен веществом или теплом между фазами, происходит в основном на смоченной поверхности насадки. В силу различных причин (недостаточное или неравномерное орошение, загрязнение насадочных тел и т. д.) часть насадки во время работы остается несмоченной, что уменьшает поверхность контакта фаз. При некоторых условиях в слое насадки возможен барботаж, который увеличивает поверхность контакта фаз. Поверхность контакта фаз в насадочной колонне называют «активной поверхностью насадки». Она может быть как меньше, так и больше геометрической поверхности насадки, и ее величина зависит от характера движения газа и жидкости.

В слое насадки постоянно удерживается определенное количество жидкости. Количество жидкости, которое удерживается в единице объема насадки, называют *удерживающей способностью* насадки; удерживающая способность насадки также зависит от характера движения газа и жидкости.

В зависимости от скорости газового потока и величины орошения (количества орошающей жидкости) изменяется характер движения фаз и условия их взаимодействия. При сравнительно небольших нагрузках по газу и жидкости трение между газом и жидкостью незначительное и количество удерживаемой жидкости не зависит от скорости газа. Контакт газа и жидкости происходит только на поверхности пленки жидкости, стекающей по насадке. С увеличением скорости газа происходит торможение жидкости, вследствие чего скорость ее стекания уменьшается, а толщина пленки жидкости, и, следовательно, удерживающая способность насадки увеличиваются. Возрастание количества жидкости в насадке ведет к уменьшению сечения для прохода газа и соответственно росту гидравлического сопротивления. Последующее увеличение скорости газа приводит к дальнейшему увеличению ко-

личества жидкости в насадке до тех пор, пока сила тяжести не уравнивает силы трения. Момент, когда наступает равновесие силы трения и силы тяжести, характеризуется полным затоплением насадки и называется «*точкой захлебывания*». Затопление начинается с нижних слоев насадки, а затем распространяется на всю ее высоту.

Работа промышленных аппаратов в «точке захлебывания» затруднительна вследствие неустойчивости течения газа и жидкости, которое сопровождается периодическими «провалами» жидкости и значительными колебаниями гидравлического сопротивления. При увеличении скорости газа выше точки захлебывания наблюдается унос жидкости, и работа насадочной колонны становится невозможной.

В работе насадочной колонны условно выделяют «пленочный режим» и «режим подвисяния» – частичного затопления насадки, который называют оптимальным режимом. Рабочие режимы ограничены «точкой захлебывания», которая является верхним пределом рабочих скоростей газа в насадочной колонне.

Движение жидкости через насадку характеризуется плотностью орошения, т.е. объемным расходом жидкости, подаваемой на единицу площади поперечного сечения колонны. При недостаточном орошении поверхность насадки смачивается не полностью. Для каждого вида и размера насадки существует минимальная плотность орошения, при которой практически вся поверхность насадки смочена жидкостью.

Рабочая плотность орошения должна быть выше минимальной. Условие полного смачивания насадки определяет нижний предел плотности орошения насадочной колонны.

Основным показателем работы насадочной колонны является гидравлическое сопротивление, которое определяет энергетические затраты на перемещение газа через аппарат и служит важным показателем режима работы и состояния насадки в колонне.

Гидравлическое сопротивление сухой (не орошаемой жидкостью) насадки Δp_c газовому потоку, Па

$$\Delta p_c = \frac{\zeta H_{\text{нас}}}{d_s} \cdot \frac{w^2 \rho_{\Gamma}}{2}, \quad (1.21)$$

где ζ – коэффициент гидравлического сопротивления (трения) сухой насадки; $H_{\text{нас}}$ – высота слоя насадки, м; d_s – эквивалентный

диаметр насадки (эквивалентный диаметр каналов в слое насадочных тел, по которым движется газ), м; w – средняя действительная скорость газа в каналах насадки, м/с; ρ_r – плотность газа, кг/м³.

Коэффициент гидравлического сопротивления для беспорядочных кольцевых насадок при $Re_r > 40$ (турбулентный режим движения газа)

$$\zeta = \frac{16}{Re_r^{0,2}}, \quad (1.22)$$

где Re_r – критерий Рейнольдса, вычисленный по газовой фазе, в насадке.

$$Re_r = \frac{wd_3\rho_r}{\mu_r}, \quad (1.23)$$

где μ_r – коэффициент динамической вязкости газа, Па с.

Газ движется через насадку по извилистым каналам, образованным насадочными телами. Сечение этих каналов непостоянно и, следовательно, так же изменяется скорость газа. Поэтому средняя скорость газа в каналах насадки определяют по формуле

$$w = \frac{V}{S_{\text{кан}}}, \quad (1.24)$$

где w – средняя скорость газа, м/с; V – объемный секундный расход газа, м³/с; $S_{\text{кан}}$ – средняя площадь сечения каналов в насадке, м².

$$S_{\text{кан}} = \varepsilon S_{\text{кольца}}, \quad (1.25)$$

где $S_{\text{кольца}}$ – площадь кольцевого сечения колонны, по которому движется газ, м²; ε – свободный удельный объем насадки или свободный объем насадки, т.е. доля пустот в единице объема насадки, м³/м³.

С учетом уравнений (1.24) и (1.25) средняя скорость газа в каналах насадки

$$w = \frac{V}{\varepsilon S_{\text{кольца}}} = \frac{w_0}{\varepsilon}, \quad (1.26)$$

где w_0 – фиктивная скорость газа, отнесенная к полному сечению колонны, м/с:

$$w_0 = \frac{V}{S_{\text{кольца}}} \quad (1.27)$$

Эквивалентный диаметр насадки $d_э$ определяют по уравнению

$$d_э = \frac{4S_{\text{кан}}}{\Pi_{\text{кан}}}, \quad (1.28)$$

где $\Pi_{\text{кан}}$ – средний смоченный периметр каналов в насадке, м.

Смоченный периметр каналов в насадке вычисляют исходя из выражений, определяющих поверхность насадки:

$$\alpha H_{\text{нас}} S_{\text{кольца}} = H_{\text{нас}} \Pi_{\text{кан}}.$$

Следовательно,

$$\Pi_{\text{кан}} = \alpha S_{\text{кольца}}, \quad (1.29)$$

где α – удельная поверхность насадки, т.е. геометрическая поверхность всех насадочных тел в единице объема насадки, м²/м³.

Сопоставляя выражения (1.28) и (1.29), определяют эквивалентный диаметр насадки:

$$d_э = \frac{4\varepsilon S_{\text{кольца}}}{\alpha S_{\text{кольца}}} = \frac{4\varepsilon}{\alpha}. \quad (1.30)$$

Учитывая (1.16) и (1.20), критерий Re_r можно записать также в следующем виде:

$$Re_r = \frac{4\varepsilon w_0 \rho_r}{\varepsilon \alpha \mu_r} = \frac{4w_0 \rho_r}{\alpha \mu_r}. \quad (1.31)$$

Сопротивление орошаемой насадки при одинаковой скорости газа в колонне всегда выше, чем сухой; оно определяется по эмпирической зависимости

$$\frac{\Delta p_{\text{ор}}}{\Delta p_c} = 10^b u, \quad (1.32)$$

где b – эмпирический коэффициент, зависящий от размеров насадки (для колец Рашига 25×25×3, $b = 62$); u – плотность орошения, м³/(м²·с).

$$u = \frac{V_{\text{воды}}}{S_{\text{кольца}}},$$

где $V_{\text{воды}}$ – расход воды, м³/с.

Количество жидкости, удерживаемое насадкой, м³/м³, определяют по эмпирической формуле

$$v = \frac{A\varepsilon}{3}, \quad (1.33)$$

где A – безразмерный параметр орошения.

$$A = 3 \left[\left(\frac{Q}{\rho_{\text{ж}}} \right)^3 \cdot \frac{a}{\varepsilon} \cdot \frac{1}{2g} \right]^{1/3} \left(\frac{1,778}{\text{Re}_{\text{ж}}^{0,3}} \right)^{1/3}, \quad (1.34)$$

где Q – массовая плотность орошения $Q = u \cdot \rho_{\text{ж}}$, кг/(м²·с); $\rho_{\text{ж}}$ – плотность жидкости (воды), кг/м³ (табл. П1.5); $\text{Re}_{\text{ж}}$ – критерий Рейнольдса в насадке, вычисленный по жидкой фазе.

$$\text{Re}_{\text{ж}} = \frac{4u\rho_{\text{ж}}\varepsilon}{a\mu_{\text{ж}}}, \quad (1.35)$$

где $\mu_{\text{ж}}$ – вязкость воды, Па·с (табл. П1.6).

Пределом нагрузки насадочных абсорберов, работающих в пленочном режиме, является точка эмульгирования или инверсии. В обычных насадочных колоннах пленочный режим неустойчив и сразу переходит в «захлебывание». Эту точку называют «точкой захлебывания» насадочных колонн.

Фиктивную скорость газа $w_{\text{захл}}$, соответствующую пределу нагрузки, определяют по уравнению

$$\lg \left[\frac{w_{\text{захл}}^2 a \rho_{\text{г}} \mu_{\text{ж}}^{0,16}}{g \varepsilon^3 \rho_{\text{ж}}} \right] = 0,022 - 1,75 \left(\frac{L}{G} \right)^{0,25} \left(\frac{\rho_{\text{г}}}{\rho_{\text{ж}}} \right)^{0,125}, \quad (1.36)$$

где $\mu_{\text{ж}}$ – динамическая вязкость жидкости (воды), мПа·с; (табл. П1.6); 0,022 – эмпирический коэффициент для насадки или спиралей; L – массовый расход жидкости (воды), кг/с; ($L = V_{\text{воды}} \rho_{\text{ж}}$); G – массовый расход газа ($G = V_{\text{г}} \rho_{\text{г}}$), кг/с.

Описание лабораторной установки

Схема установки представлена на рисунке 1.9.

Установка состоит из насадочной колонны 1 диаметром 140 мм с насадкой из колец Рашига 25×25×3 мм, высота слоя насадки 400 мм; воздуходувки 2 для подачи воздуха, трубопроводов, подводящих воздух и воду, вентилях, при помощи которых регулируется подача воды 3 и воздуха 4, и измерительных приборов.

К измерительным приборам относятся: диафрагма 5 с диффе-

ренциальным манометром 6 для определения расхода воздуха, ротаметр 7 для определения расхода воды и микроманометр 8 для определения гидравлического сопротивления насадочной колонны. Вода из колонны выводится в канализационную сеть при помощи гидравлического затвора 9. Воздух удаляется в атмосферу.

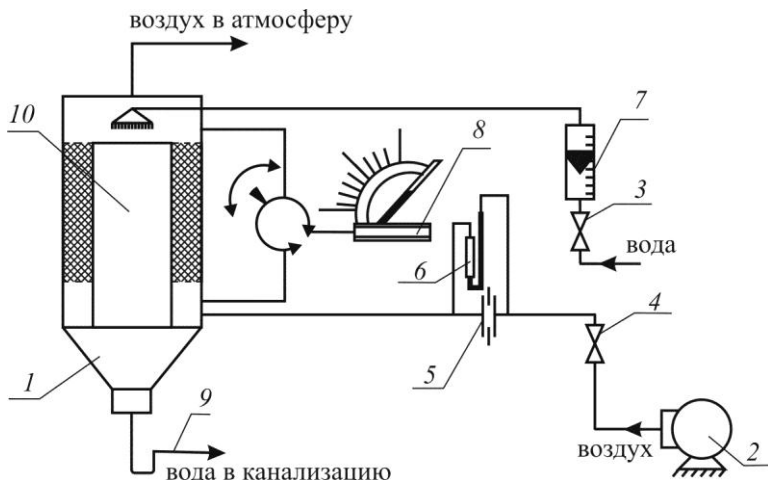


Рисунок 1.9 – Схема установки: 1 – насадочная колонна; 2 – воздуходувка;

3 – регулировочный вентиль для подачи воды; 4 – регулировочный вентиль для подачи воздуха; 5 – диафрагма; 6 – дифференциальный манометр;

7 – ротаметр; 8 – микроманометр; 9 – гидравлический затвор; 10 – цилиндр

При расчете скорости воздуха в колонне необходимо учесть, что по центру колонны установлен цилиндр 10 диаметром 90 мм, поэтому воздух движется по кольцевому пространству.

Методика выполнения работы

Экспериментальная часть работы состоит из двух отдельных опытов: гидравлические испытания сухой насадки; гидравлические испытания орошаемой насадки.

Гидравлические испытания сухой насадки. Включают воздуходувку, устанавливают определенный расход воздуха и про-

изводят замер гидравлического сопротивления слоя насадки. Измерения проводят при различных расходах воздуха (по указанию преподавателя от 10 до 12 измерений).

Гидравлические испытания орошаемой насадки. Включают воздухоудвку, устанавливают заданный расход воды и при всех расходах воздуха (зафиксированных при испытании сухой насадки) производят замеры гидравлического сопротивления орошаемого слоя насадки.

Аналогичные опыты проводят при других расходах воды, подаваемой на орошение насадки.

Расход воздуха устанавливают вентилем 4 по показаниям дифференциального манометра на диафрагме. Расход воды устанавливают по уровню поплавка ротаметра вентилем 3. Значение расхода воды определяют по тарифовочному графику. Полученные экспериментальные данные заносят в таблицу 1.5.

Таблица 1.5 – Данные эксперимента

	Показания дифманометра диафрагмы H , мм вод. ст.	Показания микроманометра				Показания ротаметра, h , мм вод. ст.	Расход воды (по графику) $V_{\text{воды}}$, м³/с
		Сопротивление сухой насадки		Сопротивление орошаемой насадки			
		$\Delta h_{\text{с.эксп}}$, мм вод. ст.	$\Delta p_{\text{с.эксп}}$, Па	$\Delta h_{\text{ор.эксп}}$, мм вод. ст.	$\Delta p_{\text{ор.эксп}}$, Па		
1.							

Обработка опытных данных

1. Определить расход воздуха, м³/с, при различных показаниях дифманометра диафрагмы по уравнению

$$V_r = \alpha k f_0 \sqrt{2gH \frac{\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{г}}}{\rho_{\text{г}}}},$$

где V_r – расход воздуха, м³/с; α – коэффициент расхода диафрагмы; $\alpha = 0,67$; k – поправочный множитель, учитывающий шероховатость стенок трубопровода. Принять $k = 1$ (для гидравлически гладких труб); $f_0 = 0,785 \cdot d_0^2$ – площадь поперечного сечения диа-

фрагмы, м² (диаметр отверстия диафрагмы $d_0=16$ мм); H – показание дифманометра диафрагмы, м; $\rho_{\text{ж}}$ – плотность воды, кг/м³; (табл. П1.5); $\rho_{\text{г}}$ – плотность воздуха, кг/м³.

Плотность воздуха рассчитать по уравнению Менделеева-Клапейрона:

$$\rho_{\text{г}} = \frac{\rho_0 T_0 p}{T p_0} = \frac{M_{\text{г}}}{22,4} \cdot \frac{273 p}{T p_0},$$

где $\rho_{\text{г}}$ – плотность газа при заданных условиях, кг/м³; $\rho_0 = \frac{M_{\text{г}}}{22,4}$ – плотность воздуха при нормальных условиях, т.е. при ($T_0 = 0^\circ\text{C} = 273$ К и $p_0 = 760$ мм рт. ст. = $1,013 \cdot 10^5$ Па); $M_{\text{г}}$ – молярная масса воздуха, кг/кмоль; p – рабочее давление, Па; T – рабочая температура, К.

Давление p и p_0 должны быть выражены в одинаковых единицах.

2. Определить фиктивную скорость воздуха w_0 , м/с по уравнению (1.27), где $S_{\text{кольца}}$ – площадь кольцевого сечения колонны, по которому движется воздух, м².

$$S_{\text{кольца}} = 0,785(D^2 - d^2),$$

где D – диаметр колонны $D=0,15$, м; d – диаметр цилиндра $d=0,09$, м.

3. Определить действительную скорость воздуха в каналах насадки по уравнению (1.26), где ε – свободный объем насадки (табл. 1.6).

Таблица 1.6. – Характеристика скрубберных насадок из колец

Вид насадки	Размеры элемента насадки, мм	Число элементов в 1 м ³ объема, заполненного насадкой	Свободный объем, ε , м ³ /м ³	Удельная поверхность, a , м ² / м ³
Кольца фарфоровые	8×8×1,5	1456000	0,64	570
Кольца керамические	15×15×2	250000	0,70	330
Кольца керамические	25×25×3	53200	0,74	204
Кольца керамические	35×35×4	20200	0,78	140
Кольца керамические	50×50×5	6000	0,785	87,5

4. Определить эквивалентный диаметр каналов насадки по уравнению (1.28), где a – удельная поверхность насадки, м²/м³ (табл. 1.6).

5. Определить режим движения воздуха через насадку по уравнению (1.23) или (1.31), где μ_r – коэффициент динамической вязкости воздуха, Па · с (табл. П1.8).

6. Определить по уравнению (1.22) коэффициент гидравлического сопротивления насадки (при $Re_r > 40$).

7. Определить по уравнению (1.21) расчетное сопротивление сухой насадки газовому потоку $\Delta p_{с.расч}$, Па.

8. Определить по уравнению (1.32) сопротивление орошаемой насадки $\Delta p_{ор.расч}$, Па.

9. Определить по уравнению (1.33) количество жидкости, удерживаемое насадкой (м³/м³) при одной плотности орошения, указанной преподавателем.

10. Определить по уравнению (1.36) предельную фиктивную скорость $w_{захл}$ («скорость захлебывания») для каждого опыта с орошаемой насадкой.

Полученные результаты расчета внести в таблицу 1.7. Построить график зависимости от скорости воздуха ($\Delta p = f(w)$) расчетных и экспериментальных величин сопротивлений.

Таблица 1.7. – Результаты расчета

№ п/п	Расход воз- духа V_r , м ³ /с	Скорость воздуха			Расчетное со- противление сухой насадки $\Delta p_{с.расч}$, Па	Расчетное со- противление орошаемой насадки $\Delta p_{ор.расч}$, Па
		В ко- лонне w_0 , м/с	В насадке w , м/с	Предельная $w_{захл}$, м/с		

Вопросы для самоконтроля

1. Устройство и принцип действия насадочных колонн.
2. Назначение дифференциального манометра, микроманометра, ротаметра.
3. Назначение насадки. Требования, предъявляемые к насадке. Типы насадок.
4. Фиктивная и действительная скорость газа. «Скорость захлебывания».
5. Гидродинамические режимы работы насадочных колонн.
6. Удерживающая способность насадки.
7. Гидравлическое сопротивление насадки (сухой и смоченной).

ЛАБОРАТОРНАЯ РАБОТА 1.4

ИСТЕЧЕНИЕ ЖИДКОСТЕЙ ИЗ ОТВЕРСТИЙ И НАСАДКОВ

Цель работы – определение основных характеристик потока жидкости, вытекающей из отверстий и насадков. Исследование влияния уровня жидкости в сосуде на величину основных характеристик потока. Приобретение навыков экспериментального определения коэффициента расхода для насадков различной геометрической формы.

Основные теоретические сведения

Наряду с вопросами движения жидкостей по трубам и каналам, на практике приходится решать задачи, связанные с истечением жидкости из отверстий и насадков.

Насадком называют короткий патрубков, присоединенный к отверстию. Различают следующие основные типы насадков (рис. 1.10).

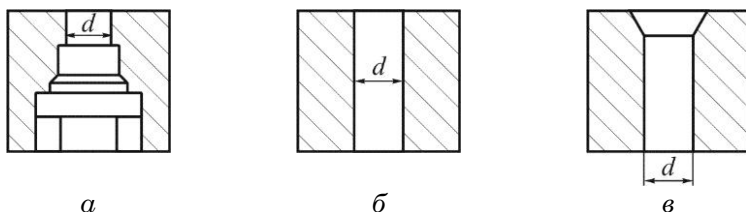


Рисунок Рисунок 1.10 – Типы насадков:

Рисунок а – внешний цилиндрический насадок (насадок Вентури);
 б – внутренний цилиндрический насадок (насадок Борда);
 в – конический сходящийся насадок

При истечении жидкости через отверстие в дне сосуда (рис. 1.11) сила напора H затрачивается на создание скорости истечения жидкости w и преодоления сопротивления в отверстии. Если это сопротивление отсутствует, т.е. происходит истечение идеальной жидкости, то согласно уравнению Бернулли весь статический напор в отверстии переходит в скоростной, м³/с:

$$H = \frac{w_0^2}{2g}, \text{ м или } w_0 = \sqrt{2gH}. \quad (1.37)$$

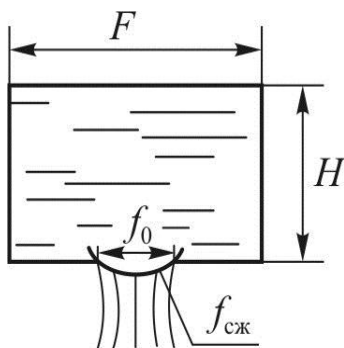


Рисунок 1.11 – Истечение жидкостей через отверстие в дне сосуда

При этом объем идеальной жидкости, вытекающей из сосуда за одну секунду,

$$V = f_0 w_0, \quad (1.38)$$

где w_0 – скорость движения жидкости в отверстии, м/с; f_0 – площадь отверстия, м².

Однако в действительности количество вытекающей жидкости меньше вычисленного по уравнению (1.38) вследствие двух причин:

Во-первых, фактическая скорость истечения жидкости из отверстия вследствие потери напора на преодоление трения в отверстии меньше теоретической w_0 :

$$w = \phi w_0,$$

где φ – коэффициент скорости, представляющей собой отношение действительной скорости истечения к теоретической: значение его определяется по опытным данным и находится в пределах 0,99—0,96.

Во-вторых, площадь сечения струи f меньше площади отверстия f_0 вследствие сжатия струи на выходе из отверстия:

$$f = \varepsilon f_0,$$

где ε – коэффициент сжатия струи: отношение площади сечения струи в месте ее наибольшего сжатия $f_{\text{ск}}$ к сечению отверстия f_0 .

Таким образом, расход реальной жидкости при истечении из отверстия при постоянном уровне жидкости в сосуде определяется уравнением

$$V = \varepsilon \varphi W_0 f_0 = \varepsilon \varphi f_0 \sqrt{2gH}. \quad (1.39)$$

Произведение коэффициента сжатия струи ε на коэффициент скорости φ называется коэффициентом расхода и обозначается α . Следовательно, $\alpha = \varepsilon \varphi$ и уравнение расхода через отверстие принимает следующий вид:

$$V = \alpha f_0 \sqrt{2gH}. \quad (1.40)$$

Коэффициент расхода α показывает, во сколько раз расход реальной жидкости через отверстие меньше теоретического расхода идеальной жидкости, и его величина всегда меньше единицы.

При истечении жидкости через отверстие в боковой стенке (рис. 1.12) напор не будет одинаковым для всех точек по сечению отверстия и уравнение расхода, строго говоря, будет применимо только для элемента сечения высотой dH . В этом случае расход жидкости может быть точно определен только путем суммирования, т.е. интегрирования

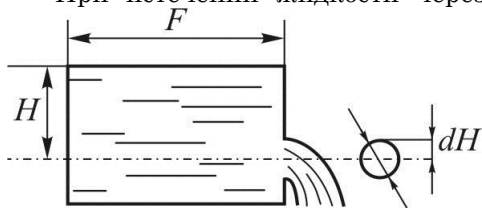


Рисунок 1.12 – Истечение жидкости через отверстие в боковой стенке

элементарных расходов по всему сечению отверстия. Однако в технических расчетах для отверстия в тонкой боковой стенке можно с достаточной точностью пользоваться теми же расчетными уравнениями, что и для отверстия в дне сосуда. Лишь для отверстий

больших размеров следует учитывать изменения коэффициента расхода, значения которых приводятся в справочниках.

При истечении жидкости через короткий цилиндрический патрубок (насадок) происходит дополнительная потеря энергии, главным образом вследствие внезапного расширения струи в патрубке. Поэтому скорость истечения жидкости через патрубок меньше скорости ее истечения через отверстие в тонкой стенке. Вместе с тем, расход жидкости, вытекающей через патрубок, больше, чем при истечении через отверстие, так как струя в патрубке сначала сжимается, а затем расширяется и вытекает, заполняя все его сечение. Поэтому коэффициент сжатия струи на выходе из патрубка $\varepsilon = 1$, что приводит к значительному возрастанию коэффициента расхода и, соответственно, к увеличению расхода жидкости.

Насадки различной геометрической формы при одной и той же площади отверстий имеют разные численные значения коэффициентов скорости и коэффициентов расхода. При этом коэффициент расхода α в случае достаточно больших значений критерия Рейнольдса не зависит от режима движения жидкости. При малых же числах Re ($Re < 50$) коэффициент расхода α существенно зависит от Re : с уменьшением критерия Рейнольдса величина α также уменьшается. Для круглых отверстий эта зависимость может быть представлена в виде следующих уравнений:

$$\begin{aligned} \text{при } Re < 25 & \quad \alpha = \frac{Re}{25}; \\ \text{при } 25 < Re < 300 & \quad \alpha = \frac{Re}{(1,5 + 1,4 Re)}; \\ \text{при } 300 < Re < 10000 & \quad \alpha = 0,592 + \frac{0,27}{Re^{0,25}}; \\ \text{при } Re > 10000 & \quad \alpha = 0,592 + \frac{5,5}{Re^{0,5}}. \end{aligned} \quad (1.41)$$

В том случае, когда уровень жидкости в сосуде переменный, справедливо балансовое равенство

$$-FdH = \alpha f_0 w_0 d\tau,$$

где F – площадь поперечного сечения сосуда, m^2 ; τ – время истечения жидкости из сосуда, с.

Если в это равенство подставить значение скорости из уравнения (1.37) и решить его относительно τ , то получим выражение

для определения времени истечения жидкости из сосуда с переменным уровнем ее в нем:

$$\tau = \frac{2F}{\alpha f_0 \sqrt{2g}} (\sqrt{H_1} - \sqrt{H_2}). \quad (1.42)$$

Пользуясь выражением (1.42), можно определить коэффициент расхода, если известно время, за которое понизился уровень жидкости в сосуде от H_1 до H_2 :

$$\alpha = \frac{2F}{\tau f_0 \sqrt{2g}} (\sqrt{H_1} - \sqrt{H_2}). \quad (1.43)$$

При этом время полного опорожнения сосуда

$$\tau_{\text{мп}} = \frac{2FH}{\alpha f_0 \sqrt{2gH}}, \quad (1.44)$$

где H – первоначальный уровень жидкости в сосуде.

Описание лабораторной установки

Установка состоит из металлического бачка, в дне которого имеются сливные краны, к которым присоединены насадки: с внезапным расширением, цилиндрический внутренний, цилиндрический с коническим входом (рис. 1.13).

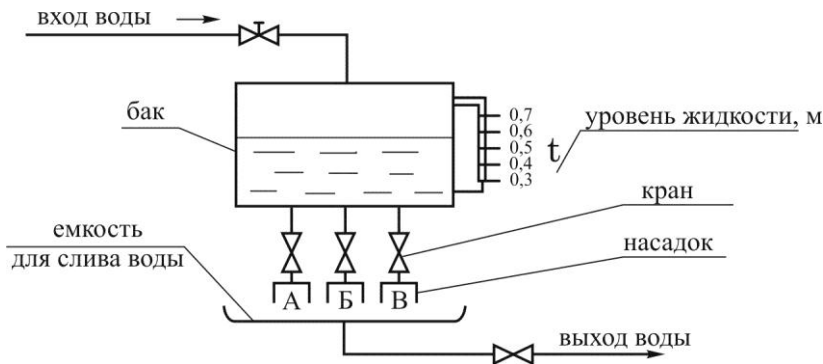


Рисунок 1.13 – Схема установки

Бачок снабжен водомерным стеклом, которое служит для определения уровня жидкости. Постоянный уровень жидкости в бачке поддерживается с помощью переливной трубки.

Площадь поперечного сечения каждого из насадков одинакова

и составляет $f_0 = 5,0 \cdot 10^{-5} \text{ м}^2$.

Площадь поперечного сечения бачка $F = 0,078 \text{ м}^2$.

Методика проведения работы

1. Открыть вентиль и заполнить водой бачок до метки 7 на водомерном стекле. В случае переполнения бачка водой последняя стекает по переливной трубе.

2. Когда бачок заполнен, следует подготовить секундомер, а затем быстро открыть один из сливных кранов и одновременно включить секундомер. Когда уровень жидкости в водомерном стекле опустится до второй метки, записать время, которое показывает секундомер, и не останавливая секундомера, продолжать записывать время понижения уровня жидкости в сосуде до каждой последующей метки. Эти данные записывают в таблицу 1.8.

Для получения более точных результатов опыт следует повторить. В расчет принимать средние значения. То же проделать и для других насадков.

Расчетным временем является то время, за которое жидкость в водомерном стекле опустится от одной до другой метки.

3. При постоянном уровне жидкости в бачке с помощью мерного цилиндра определить время истечения 1 литра воды из всех насадков. Опыты повторить дважды. Результат опытов внести в таблицу 1.9.

Таблица 1.8 – Экспериментальные данные для определения коэффициента расхода при переменном уровне жидкости

Отметки	0,7–0,6	0,6–0,5	0,5–0,4	0,4–0,3
Высота уровня H_1 , м				
Высота уровня H_2 , м				
Показания секундомера для насадка №, с.				
Расчетное время, с.				

Таблица 1.9 – Экспериментальные данные для определения коэффициента расхода при постоянном уровне жидкости

№ насадка	Время истечения	
	1 опыт	2 опыт
Насадок № 1		
Насадок № 2		
Насадок № 3		

Обработка опытных данных

1. По данным таблицы 1.8, пользуясь выражением (1.43), определить коэффициент расхода жидкости для каждого участка между метками водомерного стекла.

Расчет одного из коэффициентов расхода в отчете записать подробно, остальные представить в таблице 1.10. Для каждого насадка, кроме того, вычислить среднее значение коэффициента расхода.

Таблица 1.10 – Значения коэффициентов расхода для различных насадков

Коэффициент расхода	Уровень жидкости				Среднее значение
	0,7–0,6	0,6–0,5	0,5–0,4	0,4–0,3	
Насадок № 1					
Насадок № 2					
Насадок № 3					

2. Пользуясь данными табл. 1.8, для цилиндрического внутреннего насадка рассчитать для каждого отрезка времени теоретическую скорость истечения жидкости из насадка:

$$w_t = \sqrt{2gH_{\text{ср}}}, \quad (1.45)$$

$$H_{\text{ср}} = \frac{(H_{n+1} + H_n)}{2}, \quad (1.46)$$

а также расход жидкости

$$V = \frac{F(H_{n-1} - H_n)}{\tau}. \quad (1.47)$$

Построить график зависимостей $w_t = f(H)$ и $V = f(H)$.

3. По данным табл. 1.9 рассчитать для всех насадков коэффициент расхода при постоянном уровне жидкости в бачке:

$$\alpha = \frac{V}{\tau f_0 \sqrt{2gH}}, \quad (1.48)$$

где $V = 1 \text{ л} = 10^{-3} \text{ м}^3$; τ – время истечения 1 литра, с.

Сравнить полученные значения коэффициента расхода с вычисленными при переменном уровне жидкости в бачке.

4. С помощью коэффициентов расхода, вычисленных в пункте 3, рассчитать время опорожнения бачка для каждого насадка. Сравнить с экспериментальным.

5. Для цилиндрического внутреннего насадка при постоянном уровне жидкости в бачке определить гидродинамический режим истечения (критерий Рейнольдса).

Пользуясь выражениями (1.41), получить расчетный коэффициент и сравнить его с экспериментальным (см. п. 3).

Скорость истечения жидкости из насадка, необходимую для расчета критерия Рейнольдса, следует определять из уравнения

объемного расхода

$$V = \frac{\pi d^2}{4} w, \quad (1.49)$$

где α – диаметр отверстия насадка, м;

$$V = \frac{1}{\tau} \text{ л/с} = \frac{10^{-3}}{\tau} \text{ м}^3/\text{с}.$$

$$\text{Re} = \frac{w d \rho}{\mu}, \quad (1.50)$$

где ρ – плотность жидкости, кг/м³; μ – коэффициент динамической вязкости, Па·с (табл. П1.5, П1.6).

6. По рис. 1.14 определить ϕ и ε , по Re рассчитать α и сравнить с графическим α .

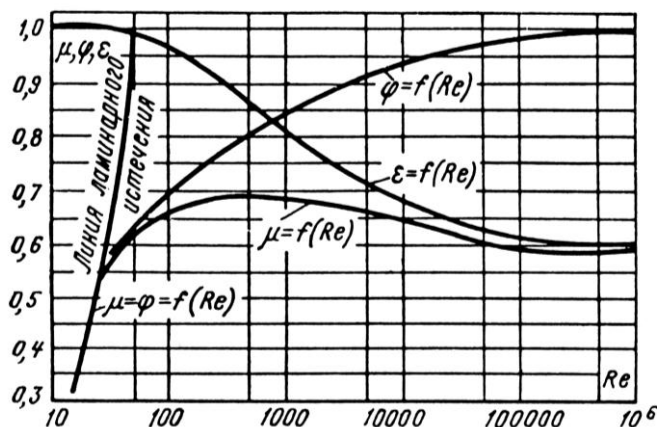


Рисунок 1.14 – К определению коэффициентов скорости, сжатия струи и расхода от режима истечения

Вопросы для самоконтроля

1. Цель выполняемой работы.
2. Уравнение Бернулли для идеальной жидкости.
3. Уравнение Бернулли для реальной жидкости.
4. Уравнение расхода идеальной жидкости через отверстие в днище (вывод из уравнения Бернулли).
5. Коэффициент расхода жидкости через отверстие, его физический смысл.

6. Коэффициент скорости, его физический смысл.
7. Коэффициент сжатия струи.
8. Факторы, влияющие на коэффициент расхода жидкости.
9. Влияние геометрической формы на коэффициент расхода.
10. Факторы, влияющие на время истечения жидкости из сосуда.
11. Основные расчетные формулы.
12. Типы насадков, их сравнение по величине коэффициента расхода.

ЛАБОРАТОРНАЯ РАБОТА 1.5 **ИЗУЧЕНИЕ ПРОЦЕССА ФИЛЬТРОВАНИЯ НА ЭЛЕМЕНТЕ** **НУТЧ-ФИЛЬТРА**

Цель работы – изучение процесса разделения суспензий на нутч-филт্রে, определение констант фильтрования и производительности нутч-филттра.

Основные теоретические сведения

Фильтрование применяется в различных отраслях промышленности для разделения суспензий, эмульсий, пылей и т.п. Осуществляют процесс фильтрования с помощью фильтровальной перегородки, которая задерживает дисперсную фазу и пропускает сплошную.

Для обеспечения фильтрования необходимо обеспечить разность давлений по обе стороны фильтровальной перегородки. Осуществляют процесс фильтрования в аппаратах, называемых филттрами.

В данной работе исследуется работа элемента нутч-филттра, в котором разность давлений создается за счет разрежения в пространстве под фильтровальной перегородкой.

Скорость процесса фильтрования пропорциональна движущей силе и обратно пропорциональна сопротивлению, т.е. пропорциональна разности давлений и обратно пропорциональна вязкости филттрата, общему гидравлическому сопротивлению слоя осадка и фильтровальной перегородки. Различные режимы фильтрования описывают соответствующие уравнения, для решения которых

необходимо опытным путем определить константы фильтрования, характеризующие удельное сопротивление слоя осадка и сопротивление фильтровальной перегородки. Для определения этих констант и выполняется данная работа.

Описание лабораторной установки

Установка для изучения процесса фильтрования и определения констант фильтрования представлена на рисунке 1.15.

Установка состоит из цилиндра 6 с двойным решетчатым дном 5, на котором находится фильтр, сборника фильтрата 4, вакуум-насоса 2, вакуумметра 1 и регулирующего вентиля 3. Суспензия разделяется с помощью фильтровальной перегородки на осадок, который остается на фильтре, и фильтрат, который собирается в сборнике 4. Глубина вакуума в сборнике регулируется вентилем 3 и контролируется вакуумметром 1.

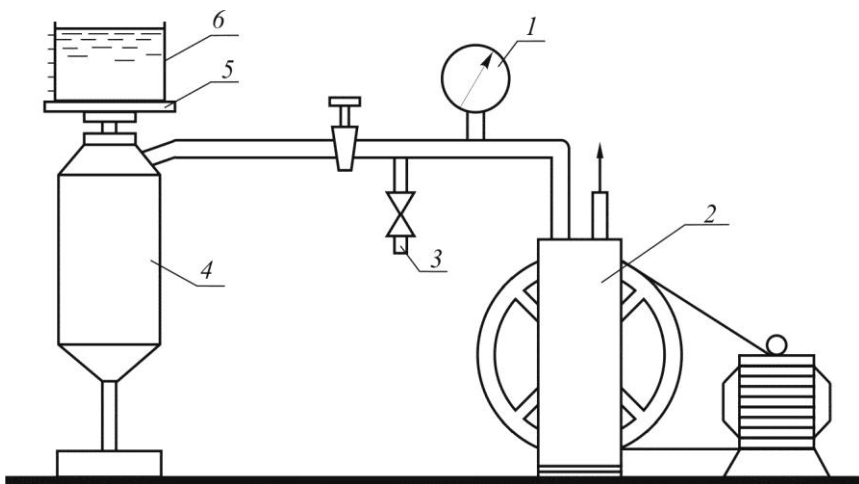


Рисунок 1.15 – Схема лабораторной установки

Методика проведения работы

1. Изучить схему установки и приготовить суспензию.
2. Включить вакуум-насос.
3. Заготовленную суспензию залить в цилиндр 6 в количестве, указанном преподавателем.
4. Вентилем 3 установить заданный вакуум.

5. При достижении необходимого вакуума в сборнике 4 включить секундомер и отмечать время прохождения суспензией каждой метки на цилиндре 6, вплоть до окончания процесса фильтрования.
6. После окончания фильтрования остановить секундомер и выключить вакуум-насос.
7. Замерить толщину слоя осадка на фильтре.
8. Измерить количество фильтрата в сборнике.
9. Результаты замеров свести в таблицу 1.11.
10. Снять с фильтра осадок, соединить его с фильтратом и перенести суспензию в исходную емкость. Промыть установку водой.

Таблица 1.11 – Экспериментальные данные, полученные при испытании нутч-фильтра

Количество фильтрата, V_i		Приращение объема, ΔV , м ³ /м ²	Время от начала фильтро- вания, τ_i , с	Приращение времени, $\Delta \tau_i$, с	Отношение, $\Delta \tau_i / \Delta V$, с/(м ³ /м ²)
м ³	м ³ /м ²				

Обработка опытных данных

1. Графически определить константы фильтрования (K, C).

По данным (табл. 1.11) вычислить отношение $\Delta \tau_i / \Delta V$, с/(м³/м²).

Объемы фильтрата, полученные в процессе фильтрования (V_i) за время $\Delta \tau_i$, а также приращение объемов $\Delta V = 0,1$ л, выразить в м³/м² поверхности фильтра (разделив величины объемов, выраженные в м³, на поверхность фильтра S ; $S = 0,0075$ м²).

Построить график зависимости $\Delta \tau_i / \Delta V = f(V_i)$ (рис. 1.16). Так как отношения $\Delta \tau_i / \Delta V$ являются средней величиной для соответствующих интервалов V_i , то величины этих отношений следует откладывать по вертикали из середины однозначных интервалов. Зависимость между величинами $\Delta \tau_i / \Delta V$ и V_i прямолинейная и выражается уравнением

$$\frac{\Delta\tau_i}{\Delta V} = \frac{2}{K} V_i + \frac{2C}{K}, \quad (1.51)$$

где K – константа фильтрования, учитывающая режим процесса фильтрования и физико–химические свойства осадка и фильтрата, $\text{м}^2/\text{с}$; C – константа фильтрования, характеризующая гидравлическое сопротивление фильтрующей перегородки $\text{м}^3/\text{м}^2$; τ – продолжительность фильтрования, с.

Определить по полученному графику тангенс угла наклона прямой OM к оси абсцисс как отношение противолежащего катета к прилежащему в соответствующем масштабе.

По величине тангенса угла наклона определить константу K . Так как по уравнению прямой OM $\text{tg } \alpha = 2/K$, то

$$K = \frac{2}{\text{tg } \alpha}. \quad (1.52)$$

Константу можно определить непосредственным измерением отрезка, отсекаемого прямой OM на оси абсцисс (с учетом масштаба) или из уравнения прямой OM , где $2C/K$ есть отрезок B , отсекаемый прямой на оси ординат, $B = 2C/K$, тогда

$$C = \frac{KB}{2}. \quad (1.53)$$

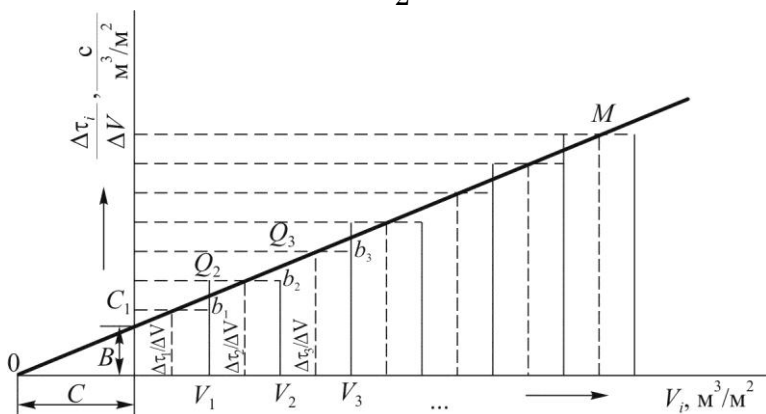


Рисунок 1.16 – График зависимости $\Delta\tau_i/\Delta V = f(V_i)$

2. Рассчитать скорость фильтрования в начальный и конечный моменты времени фильтрования в $\text{м}^3/(\text{м} \cdot \text{с})$ по уравнениям

$$\left(\frac{dV}{d\tau}\right)_{\text{нач}} = \frac{K}{2(V_{\text{н}} + C)}; \quad (1.54)$$

$$\left(\frac{dV}{d\tau}\right)_{\text{кон}} = \frac{K}{2(V_{\text{к}} + C)}, \quad (1.55)$$

где $V_{\text{н}}$ – количество фильтрата в начальный момент фильтрования, $\text{м}^3/\text{м}^2$, $V_{\text{н}} = 0$; $V_{\text{к}}$ – общее количество фильтрата, собранное в процессе фильтрования и отнесенное к 1 м^2 поверхности фильтра, $\text{м}^3/\text{м}^2$, $V_{\text{к}} = V_{\text{общ}}/S$; $V_{\text{общ}}$ – общее количество фильтрата, собранное за время опыта, м^3 .

3. Рассчитать часовую производительность фильтра, в $\text{м}^3/\text{ч}$, по фильтрату ($V_{\text{ф}}$) и влажному осадку ($V_{\text{ос}}$):

$$V_{\text{ф}} = \frac{3600V_{\text{общ}}}{\tau}, \quad (1.56)$$

$$V_{\text{ос}} = \frac{3600Sh_{\text{ос}}}{\tau}, \quad (1.57)$$

где $h_{\text{ос}}$ – средняя высота слоя полученного осадка, м.

4. Рассчитать сопротивление осадка ($R_{\text{ос}}$) и фильтрующей перегородки ($R_{\text{ф.п}}$), в м^{-1} :

$$R_{\text{ос}} = r_0 h_{\text{ос}}; \quad (1.58)$$

$$R_{\text{ф.п}} = Cr_0 x_0; \quad (1.59)$$

$$r_0 = \frac{2\Delta p}{\mu x_0 K}, \quad (1.60)$$

где r_0 – удельное сопротивление слоя осадка, м^{-2} ; x_0 – отношение объема осадка к объему фильтрата; μ – вязкость жидкой фазы, $\text{Па}\cdot\text{с}$; Δp – движущая сила процесса, Па .

$$\Delta p = p_2 - p_1, \quad (1.61)$$

где p_2 – давление над фильтрующей перегородкой, Па ;

$$p_2 = 9,8 \cdot 10^4 \text{ Па},$$

p_1 – давление под фильтрующей перегородкой (Па) определить по показанию вакуумметра.

5. Расчетные данные свести в таблицу 1.12.

Таблица 1.12 – Результаты изучения работы нутч-фильтра

Δp , Па	K , м ² /с	C , м ³ /м ²	$\left(\frac{dV}{d\tau}\right)_{\text{нач}}$ м ³ /((м ² ·с)	$\left(\frac{dV}{d\tau}\right)_{\text{кон}}$ м ³ /((м ² ·с)	$V_{\text{ф}}$ м ³ /ч	$V_{\text{ос}}$ м ³ /ч	r_0 м ⁻²	$R_{\text{ос}}$ м ⁻¹	$R_{\text{фп}}$ м ⁻¹

Вопросы для самоконтроля

1. Фильтрация. Режимы фильтрации.
2. Скорость фильтрации.
3. Факторы, влияющие на скорость фильтрации.
4. Свойства осадков.
5. Фильтрующие перегородки.
6. Движущая сила процесса фильтрации. Способы создания движущей силы.
7. Законы фильтрации в общем виде.
8. Основное уравнение фильтрации. Варианты его решения.
9. Уравнение фильтрации при $(\Delta P, W) = \text{const}$.
10. Константы фильтрации.
11. Удельное и общее сопротивление осадка, сопротивление перегородки.
12. Производительность фильтра.
13. Схема установки. Устройство нутч-фильтра.

ЛАБОРАТОРНАЯ РАБОТА 1.6 ОТСТОЙНАЯ ЦЕНТРИФУГА

Цель работы – изучение процесса разделения тонкодисперсной суспензии в лабораторной центрифуге.

Основные теоретические сведения

Осаждение под действием центробежной силы применяется для разделения пылей, эмульсий и суспензий. Чтобы осуществить этот процесс, к осаждаемым частицам необходимо приложить центробежные силы, что достигается введением разделяемого потока в поле действия центробежных сил.

Для создания поля центробежных сил в технике используют два приема: а) обеспечивают вращательное движение потока жидкости (газа) в неподвижном аппарате; б) поток направляют во вращающийся аппарат, где дисперсная система вращается вместе с аппаратом. В первом случае происходит циклонный процесс, во втором – центрифугирование.

Разделение суспензий и эмульсий под действием центробежной силы осуществляется в машинах называемых центрифугами. Центрифугирование можно проводить по принципу отстаивания (в барабанах со сплошными стенками) или по принципу фильтрования (в барабанах с перфорированными стенками, внутренняя поверхность которых покрыта фильтрующей перегородкой).

Центрифуги, применяемые для осаждения, называют *отстойными*; центрифуги, применяемые для процесса фильтрования – *фильтрующими*.

Кроме того, центрифуги различают по принципу действия (периодически действующие и непрерывно действующие), по способу выгрузки материала (с ручной и механизированной выгрузкой) и по расположению вала (вертикальные, горизонтальные, наклонные). По величине фактора разделения различают центрифуги нормальные (фактор разделения меньше 3500) и сверхцентрифуги (фактор разделения больше 3500).

Описание лабораторной установки

На рисунке 1.17 представлена схема устройства лабораторной пробирочной центрифуги типа Т–23.

Центрифуга состоит из корпуса 1, в котором на демпферах 2 установлен коллекторный электродвигатель переменного тока 3. На конический консольный вал электродвигателя свободно посажен ротор центрифуги 4. Ротор центрифуги и корпус снабжены защитными крышками 5 и 6.

Ротор центрифуги имеет коромысло 7, на котором укреплены четыре кольца 8 с вставленными в них металлическими стаканами 9. Эти металлические стаканы вставлены в резиновые вкладыши 10 и стеклянные пробирки 11.

На панель управления центрифуги вынесены кнопки «Пуск» – 17, «Реле времени» – 16, «Тормоз» – 15, регулятор чисел оборотов ротора – 12, реле времени – 14, амперметр – 16, тахометр – 13.

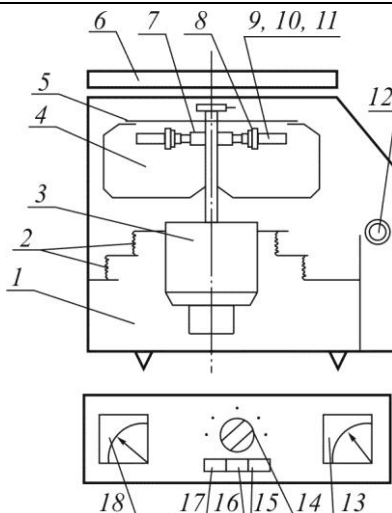
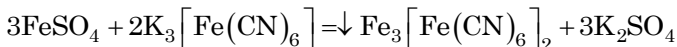


Рисунок 1.17 – Схема лабораторной установки

Методика проведения работы

Приготовление суспензии. Первым этапом выполнения работы является приготовление суспензии «турбулентной сини», которую получают по реакции.



Для работы необходим 1 л суспензии, которую нужно приготовить следующим образом.

Взвесить 10 г FeSO_4 и 6,5 г $\text{K}_3[\text{Fe}(\text{CN})_6]$. Растворить в конических колбах в 0,5 л воды отдельно каждую соль.

Перелить раствор FeSO_4 в литровую колбу, поставить на магнитную мешалку и начать перемешивание. Отрегулировать скорость вращения мешалки таким образом, чтобы образовалась маленькая воронка жидкости в стакане.

Медленно влить в стакан раствор $\text{K}_3[\text{Fe}(\text{CN})_6]$. Через 1–2 мин уменьшить число оборотов мешалки до исчезновения воронки.

Разделение суспензии в центрифуге. Открыть крышку корпуса центрифуги и снять крышку с ротора центрифуги. Вынуть стеклянные пробирки и заполнить две из них водой, а две –

суспензией до уровня на 5 мм ниже их верхней кромки. Измерить высоту суспензии в пробирках.

1. Вставить пробирки с водой и суспензией в ротор диаметрально противоположно. Закрыть крышку ротора и корпус центрифуги. Включить вилку соединительного шнура в розетку. Поставить ручку регулятора числа оборотов в нулевое положение, для чего повернуть ее против часовой стрелки до защелкивания.
2. Нажать кнопку «Пуск». Она фиксируется.
3. Повернуть рукоятку реле времени до значения 60–70 мин, а затем вернуть ее назад и установить на заданное время центрифугирования.
4. Нажать кнопку «Реле времени». Она фиксируется.
5. Нажать кнопку «Тормоз». Она фиксируется.
6. Регулятором числа оборотов установить нужное число оборотов, не превышая при этом 3 А. При достижении заданного числа оборотов резко уменьшить ток, повернув регулятор против часовой стрелки до значения 0,2–0,4 А. По истечении установленного времени центрифугирования реле времени автоматически отключит центрифугу и включит тормоз.
7. После остановки центрифуги повернуть регулятор числа оборотов в нулевое положение (до защелкивания) и выключить все кнопки, нажав их повторно.
8. Открыть крышки центрифуги и ротора. Произвести измерения высоты слоя осадка. Выполнить операции по пп.3.2.1 – 3.2.15 при различном числе оборотов центрифуги (по заданию преподавателя).

Результаты экспериментов занести в таблицу 1.13.

Таблица 1.13 – Таблица измеренных величин

№ п/п	Наименование величин	Число оборотов, мин ⁻¹			
		1000	2000	3000	4000
1	Высота суспензии в пробирке h , м				
2	Высота слоя осветленной жидкости h_1 , м				
3	Высота слоя осадка h_{oc} , м				
4	Радиус вращения частицы r_q , м				
5	Время центрифугирования τ_{oc} , с				

Обработка опытных данных

1. Определить угловую скорость вращения ротора центрифуги по уравнению

$$\omega = \frac{\pi n}{30}, \quad (1.62)$$

где ω – угловая скорость вращения ротора, с^{-1} ; n – число оборотов барабана, мин^{-1} .

2. Найти фактор разделения:

$$K_p = \frac{n^2 r_1}{900}, \quad (1.63)$$

где K_p – фактор разделения; r_1 – радиус вращения частицы (расстояние от оси вращения до края пробирки), м; $r_1 = 0,052$ м.

3. Определить наименьший диаметр частицы, осаждающейся в центрифуге при заданном числе оборотов (для ламинарного режима движения частицы, т.е. $\text{Re} < 2$):

$$d = \sqrt{\frac{18\mu_{\text{ж}} \ln(r_1/r_2)}{(\rho_{\text{т}} - \rho_{\text{ж}})\omega^2 \tau_{\text{ос}}}}, \quad (1.64)$$

где d – наименьший диаметр частицы, м; $\rho_{\text{т}}$, $\rho_{\text{ж}}$ – плотность твердой и жидкой фаз соответственно, кг/м^3 ; $\mu_{\text{ж}}$ – вязкость жидкой фазы, $\text{Па}\cdot\text{с}$; r_2 – радиус вращения частицы (м) определяется по экспериментальным данным, $r_2 = r_1 + h_1$; $\tau_{\text{ос}}$ – время осаждения (принимать равным времени центрифугирования), с.

4. Вычислить скорость осаждения частицы по формуле.

$$w_{\text{ос}} = \frac{d^2 (\rho_{\text{т}} - \rho_{\text{ж}}) \omega^2 r_1}{18\mu_{\text{ж}}}. \quad (1.65)$$

5. Рассчитать критерий Рейнольдса и проверить режим осаждения:

$$\text{Re} = \frac{w_{\text{ос}} d^2 \rho_{\text{ж}}}{\mu_{\text{ж}}}. \quad (1.66)$$

6. Рассчитанные величины занести в таблицу 1.14.

Таблица 1.14 – Таблица рассчитанных величин

№ п/п	Наименование величин	Число оборотов, мин ⁻¹			
1	Угловая скорость вращения ротора ω	1000	2000	3000	4000
2	Фактор разделения K_p				
3	Наименьший диаметр частицы d				
4	Скорость осаждения w_{oc}				
5	Критерий Рейнольдса Re				

Вопросы для самоконтроля

1. Какие приемы используют в технике для создания поля центробежных сил?
2. Какова физическая сущность процесса осаждения под действием центробежных сил?
3. Уравнение для величины центробежной силы.
4. Что такое фактор разделения?
5. Чему равна скорость осаждения частицы под действием центробежной силы при ламинарном режиме движения частицы?
6. Чему равно время осаждения частицы под действием центробежной силы при ламинарном режиме движения частицы?
7. Устройство отстойных центрифуг.
8. Устройство фильтрующих центрифуг.
9. Как делятся центрифуги по принципу действия?
10. Как разделяются центрифуги по величине фактора разделения?

ЛАБОРАТОРНАЯ РАБОТА 1.7 ПЕРЕМЕШИВАНИЕ СУСПЕНЗИЙ

Цель работы – исследование процесса приготовления суспензий в механической мешалке и определение параметров ее работы.

Основные теоретические сведения

Перемешивание в жидких средах широко применяется в химической промышленности для приготовления эмульсий, суспензий и получения гомогенных систем (растворов), а также для интенсификации химических, тепловых и диффузионных процессов. В по-

следнем случае перемешивание осуществляют непосредственно в предназначенных для проведения этих процессов аппаратах, снабженных перемешивающими устройствами.

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

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

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

Независимо от того, какая среда смешивается с жидкостью – газ, жидкость или твердое сыпучее вещество, – различают два основных способа перемешивания в жидких средах: механический (с помощью мешалок различных конструкций) и пневматический (сжатым воздухом или инертным газом). Кроме того, применяют смешивание в трубопроводах и перемешивание с помощью сопел и насосов.

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

Эффективность перемешивающего устройства характеризует качество проведения процесса смешивания и может быть выражена по-разному в зависимости от цели перемешивания. Например, в процессах получения суспензий эффективность перемешивания характеризуется степенью равномерности распределения твердой фазы в объеме аппарата; при интенсификации тепловых и диффузионных процессов – отношением коэффициентов тепло- и массоотдачи при перемешивании и без него. Эффективность перемешивания зависит не только от конструкции перемешивающего устройства, но и от величины энергии, вводимой в перемешиваемую жидкость.

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

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

Процесс перемешивания механическими мешалками сводится к внешней задаче гидродинамики – обтеканию тел потоком жидкости.

Задача внешнего обтекания тел в условиях перемешивания может быть решена с помощью уравнений Навье-Стокса и неразрывности потока. Точное аналитическое решение указанной задачи весьма сложно и возможно лишь для частных случаев. Поэтому для решения этой задачи используют теорию подобия.

Для описания процесса перемешивания применяют модифицированные критерии Эйлера ($Eu_{ц}$), Рейнольдса ($Re_{ц}$) и Фруда ($Fr_{ц}$). Вместо линейной скорости жидкости в модифицированные критерии подставляется величина nd_m , пропорциональная окружной скорости мешалки $w_{окр}$:

$$w_{окр} = \pi d_m n, \quad (1.67)$$

где n – число оборотов мешалки, c^{-1} ; d_m – диаметр мешалки, м.

В качестве определяющего линейного размера во всех упомянутых критериях используется диаметр d_m мешалки.

Подставляя эти величины в соответствующие критерии, получим следующие выражения для модифицированных критериев подобия:

$$Re_{ц} = \frac{nd_m \cdot d_m \rho}{\mu} = \frac{d_m^2 n \rho}{\mu}; \quad (1.68)$$

$$\text{Fr}_\text{ц} = \frac{n^2 d_\text{м}^2}{g d_\text{м}} = \frac{n^2 d_\text{м}}{g}; \quad (1.69)$$

$$\text{Eu}_\text{ц} = \frac{\Delta p}{\rho (n d_\text{м})^2}. \quad (1.70)$$

В критерий Эйлера входит разность давлений Δp между передней (со стороны набегания потока) и задней плоскостями лопасти мешалки. Этот перепад давлений, преодолеваемый усилием P , мешалки, выражают через полезную мощность N , сообщаемую жидкости. Величина N пропорциональна произведению усилия на валу и окружной скорости, т. е.

$$N \sim P(nd). \quad (1.71)$$

Тогда перепад давления можно заменить пропорциональной величиной

$$\Delta p = \frac{P}{S} \sim \frac{N}{(nd)S} \sim \frac{N}{nd^3}, \quad (1.72)$$

где $S \sim d_\text{м}^2$ – площадь, на которой распределено усилие P .

Подставим Δp в выражение для $\text{Eu}_\text{ц}$, получим

$$\text{Eu}_\text{ц} = \frac{N}{\rho n^3 d_\text{м}^5}. \quad (1.73)$$

Критерий $\text{Eu}_\text{ц}$, выраженный в таком виде, называют критерием мощности и обозначают K_N .

Соответственно обобщенное уравнение гидродинамики для процессов перемешивания принимает вид

$$K_N = f(\text{Re}_\text{ц}, \text{Fr}_\text{ц}, \Gamma_1, \Gamma_2, \dots), \quad (1.74)$$

где $\Gamma_1, \Gamma_2, \dots$ – симплексы геометрического подобия, характеризующие конструкцию мешалки, влияние высоты слоя жидкости и другие геометрические факторы.

Влияние силы тяжести сказывается на образовании воронки и волн на свободной поверхности перемешиваемой жидкости. При наличии в аппарате отражательных перегородок или при эксцентричном расположении вала мешалки относительно оси аппарата влиянием силы тяжести можно пренебречь. В этом случае из уравнения (1.74) исключается модифицированный критерий Фруда:

$$K_N = f(\text{Re}_\text{ц}, \Gamma_1, \Gamma_2, \dots). \quad (1.75)$$

Уравнения (1.74) и (1.75) применяют для расчета мощности N , потребляемой мешалкой.

Для упрощения опытные данные о величинах мощности, затрачиваемой на перемешивание, представляют в виде графической зависимости критерия мощности K_N от модифицированного критерия Рейнольдса Re_Π .

График зависимости K_N от Re_Π для основных типов нормализованных перемешивающих устройств, построенный на основании многочисленных экспериментальных данных, приведен на рис. П1.6.

При перемешивании механическими мешалками различают два режима перемешивания: ламинарный и турбулентный. Ламинарный режим ($Re_\Pi < 30$) соответствует неинтенсивному перемешиванию, при котором жидкость плавно обтекает кромки лопасти мешалки, захватывается лопастями и вращается вместе с ними. При ламинарном режиме перемешиваются только те слои жидкости, которые непосредственно примыкают к лопастям мешалки.

С увеличением числа оборотов мешалки возрастает сопротивление среды вращению мешалки, вызванное турбулизацией пограничного слоя и образованием турбулентного кормового следа в пространстве за движущимися лопастями. При $Re_\Pi > 10^2$ возникает турбулентный режим перемешивания, характеризующийся менее резкой зависимостью критерия мощности K_N от Re_Π .

В области развитой турбулентности ($Re_\Pi > 10^5$) критерий K_N практически не зависит от Re_Π . В этой области (которая называется автономной) расход энергии определяется только инерционными силами.

При перемешивании гетерогенных систем в выражения для критерия Рейнольдса Re_Π и критерия мощности K_N подставляется величина плотности сплошной среды, если плотности перемешиваемых фаз отличаются не более чем на 30 %. В остальных случаях необходимо подставлять среднюю плотность смеси, определяемую по правилу аддитивности.

$$\frac{1}{\rho_{\text{сusp}}} = \frac{\bar{x}_d}{\rho_d} + \frac{(1 - \bar{x}_d)}{\rho_c}, \quad (1.76)$$

где ρ_d — плотность дисперсной фазы (песок), кг/м^3 ; ρ_c — плотность сплошной фазы (вода), кг/м^3 ; $\bar{x}_d$ — массовая доля дисперсной фазы в суспензии, мас. доли.

$$\bar{x}_d = \frac{m_d}{(m_d + m_c)} = \frac{\rho_d V_d}{(\rho_d V_d + \rho_c V_c)}, \quad (1.77)$$

где m_d – масса дисперсной фазы, кг; m_c – масса сплошной фазы, кг; V_d – объем дисперсной фазы (занимаемый только частицами песка), м³; V_c – объем сплошной фазы, м³.

Используя понятие порозности, можно определить объем дисперсной фазы V_d .

Доля свободного объема или порозность (ε) выражает объем свободного пространства между частицами в единице объема, занятого слоем песка.

$$\varepsilon = \frac{(V_{\Pi} - V_d)}{V_{\Pi}}, \quad (1.78)$$

где ε – порозность, безразмерная величина; V_{Π} – общий объем, занимаемый слоем неподвижного песка, м³.

Тогда

$$V_d = (1 - \varepsilon)V_{\Pi}. \quad (1.79)$$

Объем сплошной фазы V_c состоит из объема воды V_b над слоем неподвижного песка и свободного объема $(V_{\Pi} - V_d)$ между частицами песка, заполненного водой.

$$V_c = V_b + (V_{\Pi} - V_d) = V_b + V_{\Pi} - (1 - \varepsilon)V_{\Pi} = V_b + \varepsilon V_{\Pi}. \quad (1.80)$$

Используя (1.59) и (1.60), можно записать

$$\bar{x}_d = \frac{\rho_d (1 - \varepsilon)V_{\Pi}}{[\rho_d (1 - \varepsilon)V_{\Pi} + \rho_c (V_b - \varepsilon V_{\Pi})]} = \frac{\rho_d h_{\Pi} S (1 - \varepsilon)}{[\rho_d h_{\Pi} S (1 - \varepsilon) + \rho_c S (h_b - \varepsilon h_{\Pi})]},$$

где S – площадь поперечного сечения сосуда, м².

После сокращений окончательно получим

$$\bar{x}_d = \frac{\rho_d h_{\Pi} (1 - \varepsilon)}{[\rho_d (1 - \varepsilon)h_{\Pi} + \rho_c (h_b + \varepsilon h_{\Pi})]}, \quad (1.81)$$

где h_{Π} – высота слоя песка, м; h_b – высота слоя воды, м.

При работе мешалки, когда твердые частицы находятся в жидкости во взвешенном состоянии, вязкость суспензии может быть определена по уравнениям

$$\mu_{\text{сусп}} = \mu_c + (1 + 2,5\varphi) \quad \text{при } \varphi < 0,1; \quad (1.82)$$

$$\mu_{\text{сusp}} = \mu_c + (1 + 4,5\varphi) \quad \text{при } \varphi > 0,1, \quad (1.83)$$

где μ_c – динамическая вязкость сплошной фазы (воды), Па·с (табл. П1.6); φ – объемная доля дисперсной фазы.

$$\varphi = \frac{V_d}{(V_d + V_c)} = \frac{(1 - \varepsilon)V_{\text{п}}}{[(1 - \varepsilon)V_{\text{п}} + V_{\text{в}} + \varepsilon V_{\text{п}}]} = \frac{(1 - \varepsilon)h_{\text{п}}}{(h_{\text{п}} + h_{\text{в}})}. \quad (1.84)$$

Описание лабораторной установки

Установка предназначена для изучения процессов перемешивания в жидких средах. Схема установки представлена на рис. 1.18.

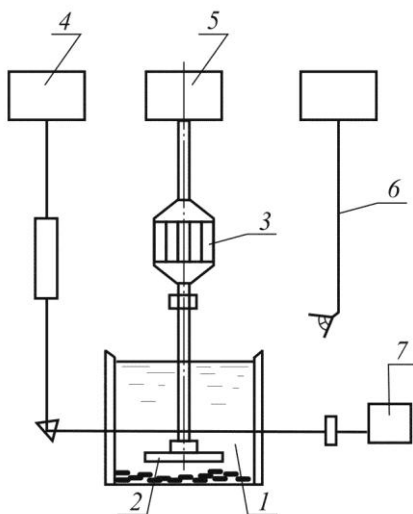


Рисунок 1.18 – Схема лабораторной установки

Основными узлами установки являются: сосуд для приготовления суспензий 1 диаметром 120 и высотой 170 мм, сменная мешалка 2, которая приводится во вращение коллекторным электродвигателем 3. Число оборотов мешалки можно плавно регулировать изменением напряжения блока питания 5. Для измерения числа оборотов применяется тахометр 6. Равномерность распределения твердой фазы по объему смесителя определяется с помощью оптического мутнометра 7 типа М-101. Источником света является

оптический квантовый генератор 4.

Методика проведения работы

Включение установки разрешается только после тщательного ознакомления с ее устройством и правилами ее безопасной эксплуатации. Все переключения на установке выполняются только инженером по учебному процессу или лаборантом.

Для пуска установки необходимо следующее:

1. Установить высоту мешалки и оптического датчика по указанию преподавателя.
2. Установить регулятор напряжения блока питания на 0.
3. Подключить приборы установки к сети.
4. Установить ручкой «регулировки усиления» мутнометра стрелку прибора на 100 дел.
5. Увеличивая напряжение на электродвигатель мешалки, определить начало суспендирования (частицы твердой фазы начинают достигать области вращения мешалки).
6. С помощью тахометра определить число оборотов мешалки.
7. Увеличивая число оборотов мешалки, добиться равномерного распределения твердой фазы по объему смесителя (этому режиму будет соответствовать начало стабилизации оптической плотности суспензии в верхней части сосуда мешалки).
8. Определить с помощью тахометра число оборотов мешалки, обеспечивающих равномерное распределения твердой фазы в перемешиваемом объеме.
9. Выполнить работу по пунктам 1–8 для нескольких мешалок (по указанию преподавателя).
10. Выключить мешалку, другие приборы и обесточить установку.
11. Результаты измерений занести в таблицу 1.15 экспериментальных данных.

Таблица 1.15 – Экспериментальные значения параметров перемешивания

№ п/п	Тип мешалки	n , об/мин	n' , об/мин	$h_{\text{п}}$, мм	$h_{\text{в}}$, мм

Обработка опытных данных

1. Определить массовую долю дисперсной фазы в суспензии по уравнению (1.81), приняв порозность $\varepsilon = 0,35$, плотность сплошной фазы (воды) $\rho_c = 1000 \text{ кг/м}^3$, плотность дисперсной фазы $\rho_d = 1500 \text{ кг/м}^3$ (табл. П1.4).

2. Определить плотность суспензии по уравнению (1.76).

3. Определить объемную долю дисперсной фазы по уравнению (1.84).

4. Определить вязкость суспензии по уравнениям (1.82) или (1.83).

5. Определить величины критериев $Re_{ц}$ и $Re'_{ц}$, соответствующие режимам начала суспендирования и создания однородной суспензии по уравнению

$$Re_{ц} = \frac{nd_m^2 \rho_{сусп}}{\mu_{сусп}}, \quad (1.85)$$

где n – число оборотов мешалки, 1/с; d_m – диаметр мешалки, м.

6. По графику (рис. П1.3) определить величины критериев мощности K_N и K'_N .

7. Рассчитать мощность N и N' (Вт), затрачиваемую на перемешивание в каждом режиме по уравнению

$$N = K_N \rho_{сусп} n^3 d_m^5. \quad (1.86)$$

8. Рассчитать теоретическое минимальное число оборотов мешалки, обеспечивающее создание однородной суспензии:

$$n_T = \frac{K d_d^{0,25} (\rho_d - \rho_c)^{0,7} \bar{x}_d^{0,7} \mu_c^{0,1} h_m^{0,19} D}{(d_d^{2,1} \rho_c^{0,7})}, \quad (1.87)$$

где K – коэффициент, зависящий от типа мешалки (для турбинной и лопастной $K = 7$; для пропеллерной $K = 8$); d_d – диаметр частиц дисперсной фазы, м; $d_d = 0,7 \text{ мм}$; h_m – высота установки мешалки от дна сосуда аппарата, м; $h_m = 0,3D$; D – диаметр сосуда аппарата, $D = 0,12 \text{ м}$; d_m – диаметр мешалки, м.

9. Повторить расчеты по пунктам 1–8 для всех исследованных мешалок и результаты расчетов свести в таблицу 1.16.

Таблица 1.16 – Расчетные значения параметров перемешивания

№	Тип мешалки	$Re_{ц}$	$Re'_{ц}$	K_N	K'_N	N , Вт	N' , Вт	n_T , об/мин
---	-------------	----------	-----------	-------	--------	----------	-----------	----------------

1.								
2.								
3.								

10. Сравнить мощность, потребляемую различными мешалками, и определить наиболее эффективную из исследованных мешалок.

Вопросы для самоконтроля

1. Какова цель перемешивания?
2. Основные характеристики перемешивающих устройств.
3. Эффективность перемешивающего устройства.
4. Интенсивность перемешивания.
5. Как определить мощность, затрачиваемую на перемешивание?
6. Какие режимы перемешивания Вам известны?
7. Схема установки, методика проведения работы, обработка экспериментальных данных.
8. Конструкции мешалок, область их применения.
9. Критерии гидродинамического подобия при перемешивании.
10. Влияние величины объемной доли дисперсной фазы на вязкость суспензии.
11. Какие факторы, и в какой степени влияют на минимальное число оборотов, при котором образуется однородная суспензия?

ЛАБОРАТОРНАЯ РАБОТА 1.8 ИЗУЧЕНИЕ РАБОТЫ И ХАРАКТЕРИСТИК ПОРШНЕВОГО КОМПРЕССОРА

Цель работы – изучение устройства и принципа действия одноступенчатого поршневого компрессора, а также его технологических и термодинамических характеристик.

Основные теоретические сведения

В целом ряде химических производств, в частности таких важных, как производство кислот, удобрений, пластмасс, сжиженных газов и др., в качестве перерабатываемого вещества используются газы. При этом возникает задача их транспортирования и сжатия до необходимых давлений, а значит, и использования предназначенных для этого машин. Одним из представителей этого класса машин является поршневой компрессор, принцип действия и ос-

новые характеристики которого представлены на рис. 1.19.

Известно, что процесс сжатия газов в реальных машинах отличается от теоретических моделей изотермического и адиабатного сжатия промежуточным характером теплообмена сжимаемого газа с окружающей средой.

Оценкой эффективности любого процесса служит коэффициент полезного действия, который является соотношением действительно достигаемого эффекта и теоретически ожидаемого.

Одной из основных характеристик процесса сжатия является расходуемая мощность. При этом очевидно, что расход мощности в реальном компрессоре будет больше теоретической мощности, а следовательно, и КПД в данном случае будет определяться отношением теоретической мощности к реально расходуемой.

Однако основные допущения теоретических моделей ($T_2 = T_1$ или $S_2 = S_1$) приводят к различным значениям теоретических мощностей изотермического и адиабатного сжатия. Отсюда следует, что, определяя характер теплообмена реального компрессора с окружающей средой, необходимо обоснованно выбрать для сравнения теоретическую модель и сопоставить с ней действительный процесс сжатия. Поскольку в лабораторной установке организовано воздушное охлаждение головки цилиндра сравнение правомерно проводить с изотермической моделью сжатия. В этом случае термодинамический коэффициент полезного действия η_l будет равен отношению мощностей изотермического и реального процессов сжатия. Известно, что системы воздушного охлаждения не всегда достаточно эффективны. Поэтому процесс сжатия в реальной машине может приближаться к адиабатному процессу, и степень этого приближения будет определяться величиной адиабатного КПД $\eta_{ад}$, равного отношению мощностей адиабатного и политропного сжатия. В процессе выполнения работы следует оценить степень приближения процесса сжатия в лабораторном компрессоре к каждому из теоретических процессов. Следует помнить, что параметрами, непосредственно регулирующими характер теплообмена и определяющими расход мощности, являются объем перекачиваемого воздуха V , степень сжатия p_2/p_1 и показатель политропы m . Изучению взаимосвязи этих параметров и посвящена лабораторная работа.

Описание лабораторной установки

Лабораторная установка (рис. 1.19) включает в себя двухцилиндровый поршневой компрессор простого действия типа ВК с воздушным охлаждением и двумя ресиверами 5, снабженный манометром 16, двумя клапанами безопасности 15 и двумя регулировочными пробковыми кранами 17 для установки рабочего давления.

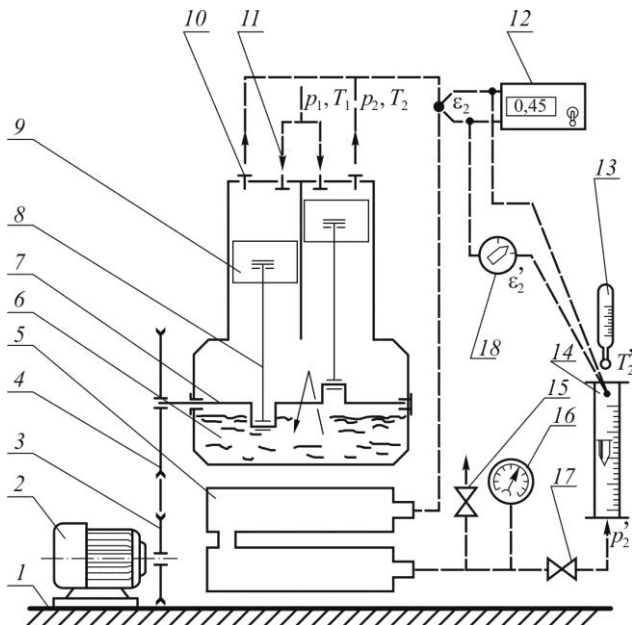


Рисунок 1.19 – Схема лабораторной компрессорной установки:

- 1 – станина; 2 – электродвигатель; 3 – ведущий шкив; 4 – ведомый шкив;
 5 – ресивер; 6 – корпус компрессора; 7 – коленчатый вал; 8 – шатун;
 9 – поршень; 10 – нагнетательный клапан; 11 – всасывающий клапан;
 12 – вольтамперметр; 13 – термометр; 14 – расходомер;
 15 – предохранительный клапан; 16 – манометр;
 17 – регулировочный кран; 18 – переключатель

Привод компрессора состоит из двигателя 2 и клиноременной передачи 3, 4. В соответствии с целью работы установка оснащена поплавковым расходомером типа РС-7 14 для измерения расхода воздуха на линии нагнетания и вольтамперметром типа ВК-2-20 12 с цифровой индикацией для замера ЭДС, возникающей в тер-

мопарах. Термопара, установленная в выхлопном патрубке компрессора, измеряет температуру воздуха непосредственно после сжатия t_{2i} , а установленная на выходе из расходомера – температуру воздуха t'_{2i} в месте измерения расхода. Переключение прибора на измерение необходимой температуры производится с помощью переключателя 18.

Техническая характеристика компрессора:

число цилиндров	$z = 2;$
диаметр поршня	$d = 78,87 \cdot 10^{-3} \text{ м};$
ход поршня	$l = 80 \cdot 10^{-3} \text{ м};$
мощность электродвигателя	$N = 4 \text{ кВт};$
число оборотов электродвигателя	$n_d = 1440 \text{ об/мин};$
диаметр ведущего шкива	$D_1 = 135 \cdot 10^{-3} \text{ м};$
диаметр ведомого шкива	$D_2 = 330 \cdot 10^{-3} \text{ м};$
передаточное звено передачи	$i = D_2/D_1;$
число оборотов коленчатого вала	$n = n_d/i, \text{ об/мин.}$

Методика выполнения работы

Перед началом работы ознакомиться с инструкцией пользования установкой, пройти инструктаж по технике безопасности, получить задание и разрешение преподавателя на выполнение работы.

1. Открыть полностью регулировочный вентиль 17 (рис. 1.19).
2. Включить вольтамперметр 12.
3. Включить электродвигатель 2.
4. Регулировочным вентилем 17 установить необходимое давление P_{2i} на манометре 16, кгс/см².
5. Записать показание H_i расходомера 14. С помощью переводного графика $V_d = f(H)$ (рис. 1.20) определить действительную производительность компрессора V_{di} , м³/с.

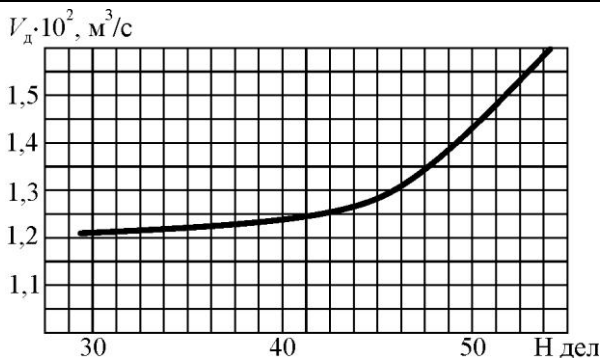


Рисунок 1.20 – Зависимость расхода V от показаний ротаметра H

6. После стабилизации температурного режима в выхлопном патрубке (стабилизации показаний прибора 12) записать показания ε_i и ε'_i .

С помощью градуировочного графика термопары $t = f(\varepsilon)$ (рис. 1.21) определить температуру воздуха на выхлопе t_{2i} и t'_{2i} на выходе из расходомера, с учетом температуры холодного спая $t_{х.с.}$.

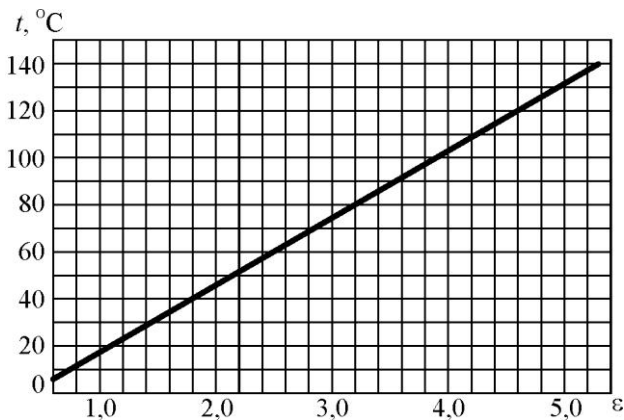


Рисунок 1.21 – Градуировочный график термопары

7. Результаты измерений внести в таблицу 1.17.

Таблица 1.17 – Результаты экспериментальных исследований

№	p_{2i}/p_1	H_i	$V_{di} \cdot 10^{-2},$ $\text{м}^3/\text{с}$	ε_i	$t_{2i}, ^\circ\text{C}$	ε'_i	$t'_{2i}, ^\circ\text{C}$	$t_{\text{х.с}}, ^\circ\text{C}$
1								
...								
i								

8. Повторить измерения по п.п. 4–6 для всех заданных значений p_{2i} .

9. По окончании работы выключить электродвигатель, выключить прибор 12, полностью открыть регулировочный вентиль 17.

Обработка опытных данных

Вычислить теоретическую производительность компрессора $V_{\text{т}}, \text{м}^3/\text{с}$:

$$V_{\text{т}} = 0,785d^2 Lzn, \quad (1.88)$$

где d – диаметр поршня, м; L – ход поршня, м; z – число цилиндров; n – число оборотов ведомого шкива, 1/с.

Вычислить теоретический объемный коэффициент λ_{oi} :

$$\lambda_{oi} = 1 - \varepsilon \left[\left(\frac{p_{2i}}{p_1} \right)^{\frac{1}{m}} - 1 \right], \quad (1.89)$$

где ε – доля вредного пространства, $\varepsilon = 0,08$; m – показатель политропы, $m = 1,25$.

Вычислить теоретический коэффициент подачи λ_{vi}

$$\lambda_{vi} = (0,8 \div 0,9) \lambda_{oi}. \quad (1.90)$$

Вычислить теоретическую производительность компрессора V_{ti} при заданных значениях $p_{2i}/p_1, \text{м}^3/\text{с}$:

$$V_{ti} = V_{\text{т}} \lambda_{vi}. \quad (1.91)$$

Вычислить теоретическую мощность политропного сжатия $N_{ti}, \text{Вт}$:

$$N_{ti} = 9,81 \cdot 10^4 \frac{m}{m-1} p_1 V_{ti} \left[\left(\frac{p_{2i}}{p_1} \right)^{\frac{m-1}{m}} - 1 \right], \quad (1.92)$$

где $p_1 = 1 \text{ кгс/см}^2$.

Вычислить теоретическую мощность изотермического сжатия N_{ti} , Вт:

$$N_{ti} = 9,81 \cdot 10^4 \cdot p_1 V_{ti} \ln \frac{p_{2i}}{p_1}. \quad (1.93)$$

Вычислить теоретическую мощность адиабатного сжатия N_{Ai} , Вт:

$$N_{Ai} = 9,81 \cdot 10^4 \frac{k}{k-1} p_1 V_{ti} \left[\left(\frac{p_{2i}}{p_1} \right)^{\frac{k-1}{k}} - 1 \right], \quad (1.94)$$

где k – показатель адиабаты, $k = 1,4$.

Вычислить действительный показатель политропы m_{di} для сжатия воздуха в лабораторной установке:

$$m_{di} = \frac{\ln \frac{p_{2i}}{p_1}}{\ln \frac{p_{2i} T_1}{p_1 T_{2i}}}. \quad (1.95)$$

где T_1 и T_{2i} – температура газа до и после сжатия, К. $T_1 = T_{c.x}$.

Привести действительную производительность компрессора V_{di} к условиям всасывания, $\text{м}^3/\text{с}$:

$$V'_{di} = V_{di} \frac{p_2 T_1}{p_1 T'_{2i}}, \quad (1.96)$$

где p'_2 – давление под поплавком расходомера, Па, $p'_2 = \text{const}$.

Давление p'_2 вычислить из условия равновесия поплавка:

$$p'_2 f_{\Pi} = G_{\Pi} + p_1 f_{\Pi},$$

где f_{Π} – торцевая площадь поплавка при $d_{\Pi} = 40 \text{ мм}$; G_{Π} – вес поплавка ($G_{\Pi} = mg$); $m = 0,251 \text{ кг}$.

Вычислить действительную мощность сжатия N_{di} в лабораторном компрессоре, Вт:

$$N_{di} = 9,81 \cdot 10^4 \frac{m_{di}}{m_{di} - 1} p_1 V'_{di} \left[\left(\frac{p_{2i}}{p_1} \right)^{\frac{m_{di}-1}{m_{di}}} - 1 \right]. \quad (1.97)$$

Вычислить действительный коэффициент подачи λ'_{vi} :

$$\lambda'_{vi} = \frac{V'_{di}}{V_t}. \quad (1.98)$$

Вычислить изотермический КПД η_{ti} компрессора:

$$\eta_{ti} = \frac{N_{ti}}{N_{di}}. \quad (1.99)$$

Вычислить адиабатный КПД η_{Ai} компрессора:

$$\eta_{Ai} = \frac{N_{Ai}}{N_{di}}. \quad (1.100)$$

Результаты вычислений по формулам (1.90)–(1.99) внести в таблицу 1.18.

Таблица 1.18 – Значения расчетных параметров

$\frac{p_{2i}}{p_1}$	λ_{vi}	λ'_{vi}	V_{ti} , м ³ /с	V_{di} , м ³ /с	m_{di}	N_{ti} , Вт	N_{ti} , Вт	N_{Ai} , Вт	N_{di} , Вт	N_{pV} , Вт	η_{ti}	η_{Ai}

По указанию преподавателя построить графики:

$$\lambda_{vi} = f\left(\frac{p_{2i}}{p_1}\right) \text{ и } \lambda'_{vi} = f\left(\frac{p_{2i}}{p_1}\right);$$

$$V_{ti} = f\left(\frac{p_{2i}}{p_1}\right) \text{ и } V'_{ti} = f\left(\frac{p_{2i}}{p_1}\right);$$

$$N_{ti} = f\left(\frac{p_{2i}}{p_1}\right); \quad N_{di} = f\left(\frac{p_{2i}}{p_1}\right); \quad N_{pvi} = f\left(\frac{p_{2i}}{p_1}\right);$$

$$\eta_{ti} = f\left(\frac{p_{2i}}{p_1}\right) \text{ и } \eta_{Ai} = f\left(\frac{p_{2i}}{p_1}\right).$$

Вычислить теоретический предел сжатия для лабораторного компрессора:

$$\frac{p_2}{p_1} = \left(\frac{\varepsilon + 1}{\varepsilon}\right)^{\bar{m}_d}, \quad (1.101)$$

где $\bar{m}_d$ – средний показатель политропы в эксперименте.

Построить схематическую p – V диаграмму по данным табли-

цы 1.18.

Пример построения см. на рис. 1.22:

- а) на миллиметровую бумагу нанести оси координат и выбрать произвольный масштаб для величин p и V ;
- б) провести изобары p_1 и p_{2i} ;
- в) на изобаре p_1 отложить отрезок AB , пропорциональный объему V_T ;
- г) из точки B отложить отрезок BA_1 , пропорциональный всасываемому объему $\lambda_{o1}V_T$;
- д) из точки D_1 отложить отрезок D_1C_1 пропорциональный нагнетаемому объему $\lambda_{V1}V_T$;
- е) вычислить площадь фигуры $BA_1D_1C_1$ с учетом масштаба по осям в соответствующей размерности. Результат внести в графу N_{pV} табл. 1.18;
- ж) повторить действия пп.17, г... 17, е для всех значений p_{2i} .
- з) N_{pV} – площадь $A_iB_iC_iD_i$ (по диаграмме $p-V$).

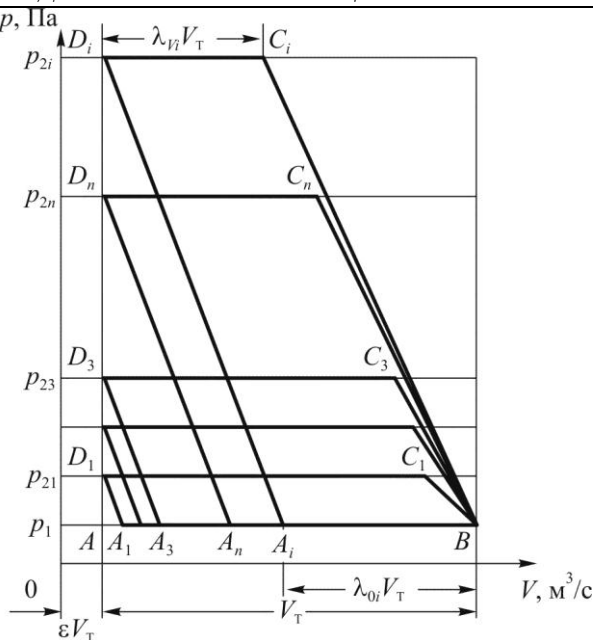


Рисунок 1.22 – Пример построения схематической p - V диаграммы сжатия для поршневого компрессора

Вопросы для самоконтроля

1. Назвать процессы сжатия в компрессорных машинах. Дать их краткую характеристику.
2. Расход мощности для различных процессов сжатия. Краткий анализ, сравнение.
3. Изображение процессов сжатия на $T-S$ диаграмме.
4. Устройство и принцип действия поршневого компрессора простого действия. Производительность.
5. Устройство и принцип действия поршневого компрессора двойного действия. Производительность.
6. Вредное пространство. Его природа и роль в работе компрессора.
7. Объемный коэффициент λ_v . Физический смысл, способ расчета.
8. Коэффициент подачи λ_v . Физический смысл, способ расчета.
9. Предел сжатия. Физический смысл, способ определения.
10. Индикаторная диаграмма поршневого компрессора.
11. Цель и методика выполнения работы.

12. Оценить степень приближения реального процесса к теоретическим процессам и указать параметры оценки.

ЛАБОРАТОРНАЯ РАБОТА 1.9 ТАРЕЛОЧНЫЙ РАЗДЕЛИТЕЛЬНЫЙ СЕПАРАТОР

Цель работы – ознакомиться с устройством, работой и расчетом сепаратора.

Основные теоретические сведения

Центрифугирование эмульсий обычно называется сепарацией эмульсий. Примерами этого процесса являются отделение сливок от молока, воды от смазочных масел и т.д. Процесс центрифугирования эмульсий осуществляется для их разделения или концентрирования. При обычном центрифугальном осветлении, осуществляемом в сплошных цилиндрических роторах центрифуг, возможен турбулентный режим потока и, следовательно, уменьшение эффективности работы центрифуги. Кроме того, для выделения высокодисперсных примесей из жидкостей требуется ротор большой длины, что часто неосуществимо по конструктивным соображениям.

Эти недостатки устраняются путем деления центрифугируемого потока на тонкие слои при сохранении высокой средней скорости течения жидкости через ротор. Для осуществления тонкослойной сепарации барабан аппарата снабжается коническими вставками (тарелками), образующими между собой межтарелочные пространства. Ширина межтарелочного пространства по нормали к образующим тарелок весьма мала и в некоторых случаях практически не превышает 0,1 мм.

Значительная эффективность процесса центробежного разделения эмульсии в барабане с тарельчатыми вставками достигается благодаря резкому сокращению сепарационного пути и лучшему сохранению условия ламинарности основного потока, движущегося в радиальном направлении по межтарелочному пространству.

Производительность сепаратора по исходной эмульсии определяется следующим образом. Элементарный кольцевой объем dv , разделяющей части ротора, в котором установлен пакет тарелок, определяем из уравнения

$$dv = 2\pi b z R dR, \quad (1.102)$$

где R – радиус элементарного кольцевого цилиндра; b – расстояние между тарелками в осевом направлении ротора; z – число тарелок в пакете.

Продолжительность пребывания разделяемой эмульсии в данном элементарном объеме ротора

$$d\tau = \frac{dv}{V}, \quad (1.103)$$

где V – производительность тарельчатой центрифуги.

Следовательно,

$$d\tau = \frac{2\pi bz}{V} R dR. \quad (1.104)$$

В направлении, перпендикулярном к оси ротора, осаждающаяся частица переместится на расстояние S , причем

$$dS = W_0 d\tau. \quad (1.105)$$

В случае применимости закона Стокса, т.е. когда частицы дисперсной фазы осаждаются при условии $Re < 1$,

$$w_0 = \frac{w_t \omega^2 R}{g}, \quad (1.106)$$

где W_t – скорость осаждения частицы в поле тяжести; w – угловая скорость вращения.

$$w_t = \frac{gd^2(\rho_{т.ж} - \rho_{л.ж})}{18\mu}, \quad (1.107)$$

где d – диаметр частицы, м; $\rho_{т.ж}$ – плотность тяжелой жидкости, кг/м³; $\rho_{л.ж}$ – плотность легкой жидкости, кг/м³; g – ускорение силы тяжести, м/с²; μ – динамическая вязкость сплошной среды, Па·с.

На основании уравнений (1.104)–(1.106) находим

$$dS = \frac{w_t \omega^2 R}{g} \cdot \frac{2\pi z R dR}{V}. \quad (1.108)$$

Интегрируя уравнение (1.108) в пределах: для левой части от 0 до S (S – расстояние между тарелками по направлению, перпендикулярному к оси ротора) и правой от R_m до R_0 (минимальный и максимальный радиусы тарелки), получаем

$$S = \frac{w_t \omega^2 2\pi bz (R_0^3 - R_m^3)}{3Vg}. \quad (1.109)$$

Учитывая, что $\frac{S}{b} = \operatorname{tg} \alpha$, производительность центрифуги

$$V = \frac{2\pi\omega_r\omega^2 z (R_6^3 - R_m^3)}{3g \operatorname{tg} \alpha}, \quad (1.110)$$

где α – угол наклона образующей тарелки.

Для приближенного определения производительности тарельчатых центрифуг можно воспользоваться более простым уравнением

$$V = 2\pi z H R_{\text{cp}} K_{\text{p(ср)}} \omega_T, \quad (1.111)$$

где $K_{\text{p(ср)}}$ – фактор разделения на среднем радиусе R_{cp} ; H – высота пакета тарелок.

Для тарельчатых центрифуг внутренний диаметр тарелок в среднем составляет примерно 36 % от внешнего. Тогда

$$R_{\text{cp}} = 0,7046 R_6; \quad (1.112)$$

$$K_{\text{p(ср)}} = \frac{\omega^2 R_{\text{cp}}}{g}. \quad (1.113)$$

Формулы (1.110) и (1.111) справедливы, когда осаждение частиц дисперсной фазы происходит в ламинарной области (для сепараторов $\operatorname{Re} < 1$).

Если осаждение частиц дисперсной фазы происходит в переходной области ($1 < \operatorname{Re} < 420$), то производительность находим по формуле

$$V = \frac{0,312 d^{1,2} (\rho_{\text{т.ж}} - \rho_{\text{л.ж}})^{0,73}}{\rho_{\text{ср}}^{0,26} \mu^{0,46}} \cdot \frac{z}{\operatorname{tg} \alpha} \cdot (R_6^{2,73} - R_m^{2,73}) \omega^{1,46}. \quad (1.114)$$

Для турбулентной области ($\operatorname{Re} > 420$):

$$V = 4,37 \left[\frac{d(\rho_{\text{т.ж}} - \rho_{\text{л.ж}}) \omega^2}{\rho_{\text{ср}}} \right]^{0,5} \cdot \frac{z}{\operatorname{tg} \alpha} \cdot (R_6^{2,5} - R_m^{2,5}), \quad (1.115)$$

где $\rho_{\text{ср}}$ – плотность сплошной среды.

Для определения производительности сепаратора необходимо знать диаметр частиц дисперсной фазы.

Средний размер частиц можно вычислить несколькими методами. Для расчета скорости движения диспергированной фазы большой интерес представляет средний объемный диаметр d , м:

$$d = \sqrt[3]{\frac{\sum n_i d_i^3}{\sum n_i}}, \quad (1.116)$$

где $n_1, n_2, n_3, \dots, n_i$ – число капель с диаметрами $d_1, d_2, d_3, \dots, d_i$.

Описание лабораторной установки

Основными частями сепаратора (рис. 1.23) являются: барабан, приемное устройство, привод и станина. *Барабан* – рабочий элемент сепаратора. Основание барабана представляет одно целое с центральной трубкой, имеющей в верхней части нарезку для навинчивания гайки, которой скрепляют корпус барабана с основанием. Центральная трубка на своей поверхности имеет три пары вертикально расположенных отверстий для направления эмульсии на рабочие тарелки 11. Для фиксирования положения тарелок в барабане относительно его оси и направления потоков эмульсии из центральной трубки в межтарелочные зазоры на центральную трубку надевают тарелкодержатель 10. На внутренней поверхности тарелкодержателя имеется три вертикальных канала. При фиксированном положении тарелкодержателя на основании барабана эти каналы располагаются против отверстий в центральной трубке.

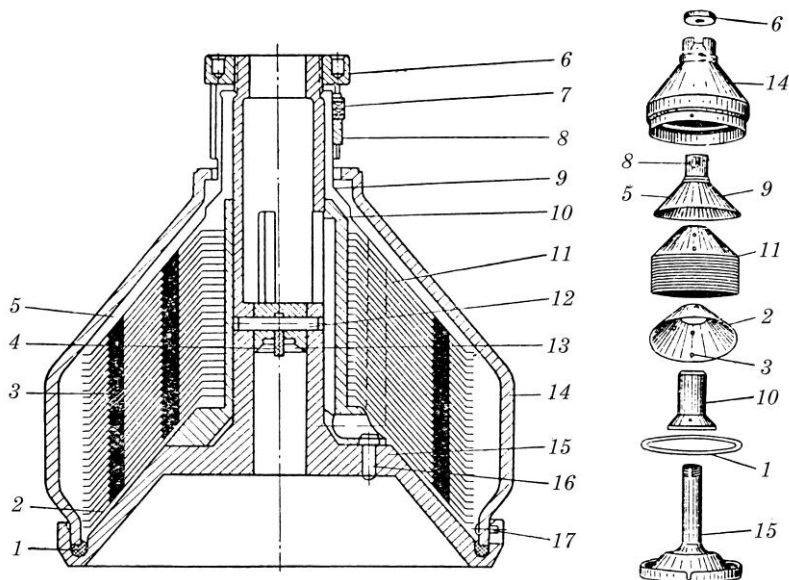


Рисунок 1.23 – Разрез барабана сепаратора:

- 1 – резиновое кольцо; 2 – нижняя тарелка; 3 – шпик; 4 – шпонка;
 5 – ребро разделительной тарелки; 6 – гайка; 7 – регулирующий винт;
 8 – планка; 9 – разделительная тарелка; 10 – тарелкодержатель;
 11 – рабочие тарелки; 13 – подпятник; 14 – кожух; 15 – днище;
 12, 16 и 17 – штифты

Таким образом, эмульсия из центральной трубки через отверстия поступает в каналы тарелкодержателя и движется по ним. Затем меняет свое направление на 90° и через отверстия в тарелкодержателе выходит наружу, попадая под соответствующие отверстия в рабочих тарелках.

На тарелкодержатель укладываются рабочие тарелки 11 и по порядку номеров, которые выштампованы на поверхности тарелки. Верхнее основание тарелок имеет специальные вырезы, соответствующие форме торца тарелкодержателя. Этими вырезами фиксируется положение одной тарелки относительно другой в горизонтальной плоскости. Положение тарелок по вертикали определяется имеющимися на ней напайками (шпиками) 3. Зазор между тарелками составляет 0,3–0,5 мм, толщина тарелок около 0,4 мм.

Каждая тарелка на своей боковой поверхности имеет по три отверстия. В собранном виде отверстия образуют каналы, располагающиеся под соответствующими отверстиями тарелкодержателя. Эти каналы служат для распределения эмульсии по межтарелочным зазорам. На последнюю рабочую тарелку укладывается верхняя так называемая разделительная тарелка 9. Эта тарелка, в отличие от рабочих, не имеет на своей поверхности отверстий и, следовательно, перекрывает распределительные каналы для эмульсии. Снаружи разделительная тарелка имеет ребра 5, которые образуют зазоры между этой тарелкой и кожухом барабана. По этим зазорам движется поток тяжелой фазы от периферии рабочих тарелок к отводящему каналу. На цилиндрической части разделительной тарелки имеется отверстие для винта 7, регулирующее степень разделения.

Собранный пакет тарелок закрывается кожухом 14 и укрепляется гайкой 6. В собранном виде барабан устанавливается на вертено сепаратора.

Приемное устройство служит для подачи эмульсии и раздельного вывода продуктов. Основными частями его являются: приемник, кран, поплавковая камера с поплавком, сборники продуктов разделения.

Поплавковая камера с поплавком служит для автоматического регулирования подачи постоянного количества эмульсии в барабан.

В дно ее вмонтирована калиброванная трубка, рассчитанная на пропускание заданного количества эмульсии при определенном и постоянном уровне ее в поплавковой камере. Постоянный уровень эмульсии в поплавковой камере регулируется поплавком, который, всплывая, перекрывает отверстие в гнезде крана настолько, что поступление эмульсии в поплавковую камеру и расход ее равны. Барабан вращается от электродвигателя через ременную передачу.

Работает сепаратор следующим образом. Эмульсия из приемного бака через спускной кран поступает в регуляторную поплавковую камеру, откуда через цилиндрическую насадку разделяемая смесь поступает в центральную трубку, а затем по каналам тарелкодержателя – под отверстия рабочих тарелок. Проходя в барабане пакет рабочих тарелок 11, смесь разделяется на два потока: в межтарелочном пространстве частицы с меньшей плотностью стремятся к оси вращения, а более тяжелые части смеси – к периферии. Разделительная тарелка 9 разделяет полость барабана как бы на два сообщающихся сосуда. Легкие частицы собираются под

разделительной тарелкой и через отверстие в горловине выбрасываются в приемник, а тяжелая фаза проходит над разделительной тарелкой и выбрасывается из барабана в другой приемник, расположенный ниже первого. Из приемников обе жидкости направляющими лотками отводятся из аппарата.

Методика проведения работы

Начинать работу только с разрешения преподавателя.

Перед пуском сепаратора следует:

1. Проверить наличие всех необходимых частей сепаратора, а также их исправность.
2. Собрать барабан сепаратора и установить его на веретено привода, затем собрать и установить приемное устройство.
3. Подготовить посуду для сбора продуктов разделения.
4. Определить плотность дисперсной фазы разделяемой эмульсии с помощью ареометра. Данные занести в таблицу 1.19 исходных данных.
5. Определить диаметр частиц дисперсной фазы разделяемой эмульсии. Данные занести в таблицу 1.19.
6. Перед пуском сепаратора в ход при закрытом кране вылить подлежащую разделению эмульсию в приемник.
7. Включить сепаратор.

При работе сепаратора необходимо:

- Следить за ходом разделения.
- Процесс вести до полного окончания выхода продуктов разделения. После окончания работы необходимо пропустить через барабан приблизительно 1 л теплой воды.
- После полной остановки сепаратор необходимо разобрать. Все части аппарата, соприкасающиеся с эмульсией или продуктами разделения промыть теплой водой.

Таблица 1.19 – Значения экспериментальных величин

Плотность дисперсной фазы	$\rho_{\text{л.ж}}$, кг/м ³	
Температура разделяемой эмульсии	t , °C	
Число капель с размером частиц, d_1	n_1	
Число капель с размером частиц, d_2	n_2	
Число капель с размером частиц, d_i	n_i	
Продолжительность процесса разделения	τ , с	
Количество тяжелой жидкости	$V_{\text{т.ж}}$, м ³	
Количество легкой жидкости	$V_{\text{л.ж}}$, м ³	
Действительная производительность сепаратора	V_g , м ³ /с	

Определить продолжительность процесса по записям начала и конца разделения.

Определить количество продуктов разделения, а также действительную производительность сепаратора. Данные занести в табл. 1.19.

Следующие рассчитанные величины занести в таблицу 1.20, сравнить расчетную производительность с фактически полученной при испытании.

Таблица 1.20 – Значения расчетных параметров

d , м	ω , с ⁻¹	$k_{\text{p(ср)}}$	Re	$w_{\text{т}}$	$(\lambda - 1)\eta_{\text{max}}$

Обработка опытных данных

Определить диаметр частиц дисперсной фазы d (м) по формуле (1.116). Диаметр частиц дисперсной фазы определяем, пользуясь установкой контроля микрообъектов УКМ–1, в которую входит предметный стол, телекамера, пульт управления, телемонитор. В основе работы установки УКМ–1 лежит принцип визуального контроля размера частиц дисперсной фазы путем осмотра увеличенного (в 200 раз) изображения объекта на экране телемонитора. Микрообъект устанавливается на предметный стол и фиксируется в поле зрения телевизионной камеры.

Рассчитать угловую скорость вращения барабана w , 1/с:

$$\omega = \frac{\pi n}{30}, \quad (1.117)$$

где n – число оборотов барабана, мин ($n = 12000$ об/мин).

Определить фактор разделения на среднем радиусе $K_{p(cp)}$ по уравнению (1.113)

$$k_{p(cp)} = \frac{n^2 \cdot 0,7046 \cdot R_6}{900}, \quad (1.118),$$

где R_6 – максимальный радиус тарелки, м ($R_6 = 38,25$ мм).

Определить скорость осаждения частиц в поле тяжести W_t , м/с, по уравнению (1.107).

Определить режим осаждения частиц в поле центробежных сил:

- для ламинарной области $Re < 1$,
- для переходной области $1 < Re < 420$,
- для турбулентной области $Re > 420$

$$Re = \frac{w_t K_{p(cp)} d \rho_{cp}}{\mu}, \quad (1.96)$$

где ρ_{cp} – плотность сплошной среды, кг/м³.

Вычислить производительность сепаратора V , м³/с, по уравнению (1.111) для ламинарного режима осаждения частиц или по уравнениям: (1.114) – для переходной области и (1.115) – для турбулентной области.

В уравнениях (1.111), (1.114), (1.115):

Z – число тарелок в пакете ($Z = 11$); H – высота пакета тарелок ($H \approx 15$ мм); R_{cp} – средний радиус, м; $K_{p(cp)}$ – фактор разделения; w_t – скорость осаждения частиц в поле тяжести, м/с; d – диаметр частиц, м; $\rho_{тж}$ и $\rho_{лж}$ – плотности тяжелой и легкой жидкостей, кг/м³; R_6 и R_m – больший и меньший радиусы тарелки, м ($R_6 = 38,25$ мм; $R_m = 16$ мм); ω – угловая скорость, 1/с; α – угол наклона образующей тарелки ($\alpha = 37^\circ$).

Рассчитать устойчивость межтарельчатого потока.

Межтарельчатый поток будет устойчивым, если (1.102)

$$(\lambda - 1) \eta_{\max} < \frac{1}{2}, \quad (1.120)$$

где $\eta_{\max}$ – комплекс, который вычисляется для минимального радиуса R_m .

При нарушении этого требования создаются условия, благоприятствующие турбулизации.

$$\eta_{\max} = \frac{w_{\pi}}{w_{\text{ок}}}, \quad (1.121)$$

где w_{π} – скорость потока жидкости вдоль тарелок, м/с; $w_{\text{ок}}$ – окружная скорость тарелки, м/с.

$$w_{\pi} = \frac{V}{2\pi R_m H \sin \alpha}, \quad (1.122)$$

$$w_{\text{ок}} = \omega R_m, \quad (1.123)$$

$$\lambda = h \sqrt{\frac{\omega \sin \alpha}{\nu}}, \quad (1.124)$$

где h – расстояние между тарелками по нормали к образующей тарелки, м ($h = 0,5\text{мм}$); ν – кинематическая вязкость сплошной среды, м²/с,

$$\nu = \frac{\mu}{\rho_{\text{ср}}}. \quad (1.125)$$

Вопросы для самоконтроля

1. Под действием какой силы происходит разделение эмульсии в сепараторе и чему она равна?
2. Благодаря чему возрастает эффективность разделения эмульсии в тарелочном сепараторе?
3. Что такое фактор разделения?
4. Чему равна скорость осаждения частиц в поле центробежной силы?
5. Как устроен барабан сепаратора?
6. Как работает сепаратор?
7. Значения критериев Рейнольдса для ламинарной, переходной и турбулентной областей осаждения частиц в поле центробежной силы.
8. Как определяется средний объемный диаметр частиц?
9. Чему равна окружная скорость тарелки?

РАЗДЕЛ 2 ТЕПЛОВЫЕ ПРОЦЕССЫ

ЛАБОРАТОРНАЯ РАБОТА 2.1 ИЗУЧЕНИЕ ПРОЦЕССА ТЕПЛОПЕРЕДАЧИ В ТЕПЛООБМЕННИКЕ ТИПА ТРУБА В ТРУБЕ

Цель работы – экспериментальное и теоретическое определение коэффициента теплопередачи в теплообменнике при различных скоростях и гидродинамических режимах движения теплоносителей.

Основные теоретические сведения

Перенос энергии в форме теплоты, происходящий между телами, имеющими различную температуру, называется **теплообменом**.

Количественно этот процесс определяется первым началом термодинамики.

Направленность процесса определяется вторым началом термодинамики, в соответствии с которым, теплота переходит от более нагретых тел к менее нагретым телам. Процессы теплообмена, осуществляются в специальных устройствах – теплообменных аппаратах (ТА).

В соответствии с концепциями термодинамики энергия, передаваемая вследствие разности температур, называется теплотой. Хотя законы термодинамики относятся к процессам переноса энергии вообще, они применимы лишь для систем, находящихся в состоянии равновесия. Поэтому на их основе можно рассчитать количество энергии, необходимое для перехода системы из одного состояния в другое, а также определить направление процесса (т.е. приращение или убыль энергии), но не представляется возможным определить время, необходимое для этого перехода, а следовательно, и интенсивность (скорость) процесса. Теория теплопередачи дополняет первое и второе начала термодинамики, предлагая методы определения интенсивности переноса теплоты.

При анализе переноса теплоты принято рассматривать три различных механизма теплопереноса: теплопроводность, конвекцию и излучение. Для правильного выбора, расчета и анализа работы теплообменников и преобразователей энергии нужно знать особенности всех трех механизмов переноса теплоты и их взаимодействия между собой.

Под *теплопроводностью* понимают перенос теплоты за счет движения микрочастиц. В чистом виде теплопроводность имеет место в твердых телах.

Конвективный теплообмен представляет собой совокупное действие теплопроводности и конвекции среды и рассматривается обычно как процесс перехода теплоты с поверхности тела в движущуюся среду или наоборот.

Излучением называют перенос теплоты электромагнитными волнами, который связан с двойным преобразованием энергии: тепловая – лучистая – тепловая.

Сложный теплообмен это перенос теплоты с поверхности тела в среду или, наоборот, за счёт конвективного теплообмена и теплообмена излучением.

Переход теплоты с поверхности тела в среду определяется как *теплоотдача*. Теплоотдача в свою очередь может осуществляться за счёт конвективного теплообмена, излучения, за счет сложного теплообмена.

Теплопередача – переход теплоты от одной конвективной среды к другой через разделяющую их стенку.

Расчет теплообменников осуществляется на основе двух уравнений:

- уравнение теплового баланса, которое для теплоносителей, не претерпевающих фазового перехода, записывается в виде

$$Q = G_1 c_1 (t_{1н} - t_{1к}) = G_2 c_2 (t_{2к} - t_{2н}) + Q_{пот}, \quad (2.1)$$

где G_1 , G_2 – расход горячего и холодного теплоносителей (кг/с);
 c_1 , c_2 – средние удельные массовые теплоёмкости горячего и холодного теплоносителей, Дж/(кг·К); $t_{1н}$, $t_{1к}$, $t_{2н}$, $t_{2к}$ – температуры теплоносителей на входе и выходе из теплообменника, °С; $Q_{пот}$ – потери тепла в окружающую среду, Вт. Обычно в теплообменных аппаратах потери теплоты не превышают 3—5 % и в практических расчетах их величиной можно пренебречь;

- уравнение теплопередачи

$$Q = KF\Delta t_{ср}, \quad (2.2)$$

где Q – тепловой поток в теплообменнике, Вт; F – площадь теплопередающей поверхности, м²; $\Delta t_{ср}$ – средний температурный напор, °С; K – коэффициент теплопередачи, Вт/(м²·К).

В уравнении (2.2) Δt_{cp} рассчитывают в зависимости от отношения температур теплоносителя на концах теплообменного аппарата:

$$\Delta t_{к1} \left\{ \begin{matrix} t_{1н} \rightarrow t_{1к} \\ t_{2к} \leftarrow t_{2н} \end{matrix} \right\} \Delta t_{к2}.$$

Из двух значений $\Delta t_{к1}$, $\Delta t_{к2}$ выбирают большее и меньшее, соответственно Δt_6 и Δt_m . Если $\Delta t_6 / \Delta t_m < 2$, то Δt может быть определено как среднее арифметическое

$$\Delta t_{cp} = \frac{\Delta t_6 + \Delta t_m}{2}. \quad (2.3)$$

В общем случае Δt_{cp} рассчитывают как среднелогарифмический температурный напор:

$$\Delta t_{cp} = \frac{\Delta t_6 - \Delta t_m}{\ln \frac{\Delta t_6}{\Delta t_m}}. \quad (2.4)$$

Коэффициент теплопередачи K , Вт/(м²·К) определяется как

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \sum_{i=1}^n \frac{\delta_i}{\lambda_i} + \frac{1}{\alpha_2}}, \quad (2.5)$$

где α_1 , α_2 – коэффициент теплоотдачи греющего и нагреваемого теплоносителей, Вт/(м²·К); δ_i/λ_i – термическое сопротивление теплопроводности стенки теплообменника и отложений по обе ее стороны (δ_i – толщина слоя, м; λ_i – коэффициент теплопроводности, Вт/(м·К)).

Поток теплоты, передаваемый теплоотдачей между теплоносителем и стенкой, для удобства выражают простым уравнением, известным под названием закона теплоотдачи, или закона охлаждения Ньютона–Рихмана:

$$Q = \alpha F (t_{ст} - t_{ж}). \quad (2.6)$$

Коэффициент пропорциональности α в уравнении (2.6) называется коэффициентом теплоотдачи. Коэффициент теплоотдачи – величина, характеризующая интенсивность переноса тепла между поверхностью тела, например твердой стенки, и окружающей средой (капельной жидкостью или газом).

Таким образом, коэффициент теплоотдачи α показывает, ка-

кое количество тепла передается от 1 м² поверхности стенки к жидкости (или от жидкости в 1 м² поверхности стенки) в течение 1 с при разности температур между стенкой и жидкостью 1 К.

Для расчета коэффициентов теплоотдачи, которые зависят от различных факторов: рода теплоносителя, режима и скорости его движения, физических свойств теплоносителя, формы стенки, ее температуры и др., влияющих на конвективный перенос тепла величин, используют критериальные уравнения. Эти уравнения устанавливают функциональную связь между критериями подобия системы. В общем виде критериальное уравнение стационарного процесса конвективного теплообмена выражается соотношением

$$Nu = f\left(Re, Pr, Gr, \frac{L_1}{L_0}, \dots, \frac{L_n}{L_0}\right), \quad (2.7)$$

где $Nu = (\alpha \cdot l)/\lambda$ – критерий Нуссельта, который представляет собой безразмерную форму коэффициента теплоотдачи и характеризует интенсивность теплообмена на границе раздела фаз;

$Re = w \cdot \frac{d\rho}{\mu}$ – критерий Рейнольдса, характеризует гидродинамический режим потока, являясь мерой отношения сил инерции и молекулярного трения; $Gr = \frac{g l^3 \rho^2}{\mu^2} \beta \Delta t$ – критерий Грасгофа, ха-

рактеризует отношение сил молекулярного трения к подъемной силе, обусловленной разностью плотностей в различных точках неизотермического потока при свободной конвекции; $P_r = \nu/a$ – критерий Прандтля, характеризует подобие физических свойств теплоносителей и является мерой подобия полей температур и скоростей в потоке; α – коэффициент теплоотдачи, Вт/(м²·К); λ – коэффициент теплопроводности среды, Вт/(м·К); w – скорость среды, м/с; μ – коэффициент динамической вязкости среды, Па·с; ρ – плотность среды, кг/м³; $a = \lambda/(c_p \rho)$ – коэффициент температуропроводности, м²/с; c_p – удельная теплоемкость жидкости, Дж/(кг·К); g – ускорение свободного падения, м/с²; β – коэффициент объемного расширения теплоносителя, 1/К; L_1/L_0 – отношение между характерными линейными размерами, называемыми инвариантами геометрического подобия; l – характерный линейный размер, м

(если движение теплоносителя происходит в трубе, то в качестве характерного линейного размера принимают внутренний диаметр трубопровода d , если теплоноситель движется в канале сложной формы, то эквивалентный диаметр $d_э$)

Для кольцевого зазора $d_э$ рассчитывается по формуле

$$d_э = \frac{4S}{\Pi}, \quad (2.8)$$

где S – площадь поперечного сечения канала, м²; Π – смоченный периметр канала, м.

Критерии Re , Pr , Gr , являются определяющими, обуславливающими тепловое подобие, критерий Nu – определяемый, зависящий от определяющих критериев. Все критерии подобия – безразмерные величины.

В связи со значительными трудностями аналитического решения задач конвективного теплообмена, особенно в турбулентном и переходном режимах, основным методом получения надежных критериальных уравнений является эксперимент.

Критериальное уравнение для установившегося турбулентного течения в прямой трубе при $Re > 10^4$ имеет вид

$$Nu = 0,023 Re^{0,8} Pr^{0,43}. \quad (2.9)$$

В переходном режиме при $2300 < Re < 10^4$

$$Nu = 0,008 Re^{0,9} Pr^{0,43}. \quad (2.10)$$

Для ламинарного течения ($Re < 2300$) в узком кольцевом зазоре получено уравнение

$$Nu = 1,85 \left(Re Pr \frac{d_э}{L} \right)^{1/3}, \quad (2.11)$$

где L – длина канала.

Отличия в форме этих уравнений для различных режимов течения связаны с особенностями механизма переноса тепла. При ламинарном течении отсутствует перемешивание между слоями жидкости и перенос тепла через эти слои происходит только путем молекулярной теплопроводности. Конвективный перенос тепла, обусловленный различиями в скорости движения отдельных слоев, происходит только в направлении течения. Поэтому перенос тепла поперек потока (от стенки к жидкости или наоборот) протекает с низкой интенсивностью и влияние скорости потока на эту теплоотдачу невелико.

При турбулентном режиме движения перенос тепла внутри жид-

кости осуществляется в основном путем перемешивания или перемещения макроскопических объемов теплоносителя и в поперечном направлении. Это значительно интенсифицирует процесс теплоотдачи.

При расчете теплообменника, определив значения критерия Нуссельта по соответствующему критериальному уравнению, вычисляют для каждого теплоносителя величину коэффициента теплоотдачи:

$$\alpha_i = \frac{\text{Nu}_i \lambda_i}{l_i}. \quad (2.12)$$

Описание лабораторной установки

Установка (рис. 2.1) состоит из теплообменника 1, подогревателя горячей воды (термостата) 2, трубопроводов горячей воды 3, холодной воды 4, линии отвода отработанной воды 5, контрольно-измерительных приборов (цифровой милливольтметр 6, термопары 7, ротаметр 8, контактный термометр с магнитной муфтой 9, обычный термометр 10).

Теплообменник «труба в трубе» состоит из четырех элементов, а каждый элемент – из двух труб: наружной трубы диаметром 24×4 мм и коаксиально расположенной внутри нее трубы диаметром 12×1,5 мм. Внутренние трубы элементов соединены друг с другом последовательно при помощи съемных калачей. Наружные трубы также связаны между собой.

Поверхность теплообмена $F = 0,106 \text{ м}^2$. Длина одного элемента $L = 0,8 \text{ м}$.

Горячую воду подают во внутреннюю трубу теплообменника насосом термостата с постоянным расходом, равным 0,02 л/с.

Холодная вода подается в кольцевое пространство теплообменника.

Расход холодной воды устанавливается при помощи расходомера – ротаметра.

Температуры входа и выхода теплоносителей определяют при помощи хромель–копелевых термопар. Величину термоЭДС (ϵ), возникающую в цепи между холодным и горячим спаями термопары, измеряют цифровым милливольтметром типа ВК-2-20. Согласно полученному значению термоЭДС по градуировочной кривой (рис. 2.2) определяют температуру в месте установки горячего спая.

П р и м е ч а н и е. В случае, если температура холодного спая термопары не равна 0 °С, необходимо провести корректировку полученного значения температуры, прибавив к нему температуру холодного спая t_0 , измерен-

ную термометром:

$$t_i = t'_i + t_0. \quad (2.13)$$

Методика проведения лабораторной работы

Проверить наличие воды в баке термостата 1 (уровень воды на 5–6 см ниже верхнего среза бака).

Вращением магнитной муфты 11 контактного термометра 9 установить на нем заданное значение температуры горячего теплоносителя. Включить рубильник (белая кнопка).

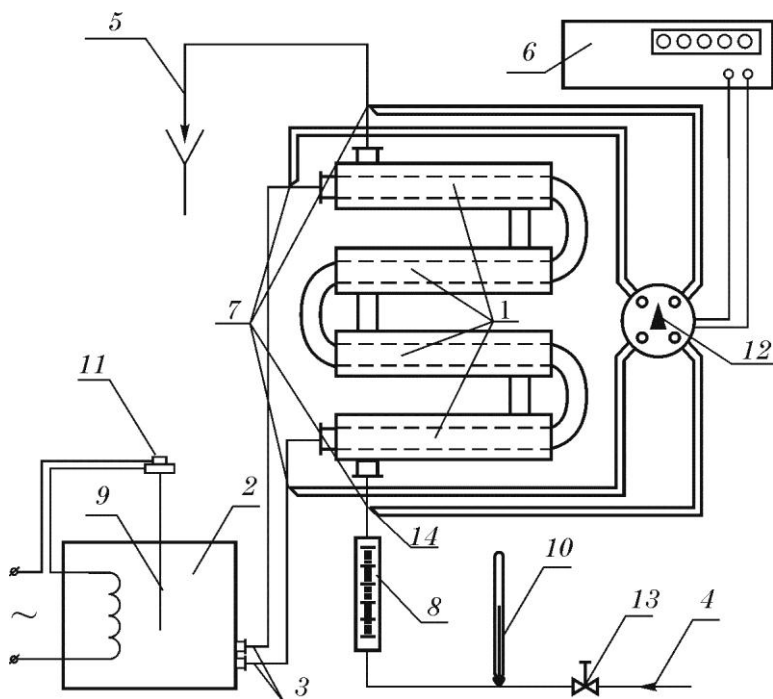


Рисунок 2.1. – Схема лабораторной установки:

1 – теплообменник «труба в трубе», 2 – термостат, 3 – трубопровод горячей воды, 4 – трубопровод холодной воды, 5 – линия отвода отработанной воды, 6 – цифровой милливольтметр ВК–2-20, 7 – горячие спаи термопар, 8 – ротаметр, 9 – контактный термометр, 10 – термометр, 11 – магнитная муфта контактного термометра, 12 – переключатель, 13 – регулировочный вентиль, 14 – холодный спай термопар.

Включить электронагреватель термостата (тумблер «а» – в положение «грубо»), при этом должна загореться сигнальная лампочка на термостате.

Регулятор мощности подогрева при работе установки должен стоять на цифре 9 (для средних и больших расходах, холодной воды), а при малых расходах воды (до 20 %) на цифре 7. Включить насос термостата.

Включить вольтамперметр 6 – верхнее положение, переключатель термопар 12 в положение «О».

Проверить, открыт ли вентиль слива воды (красный).

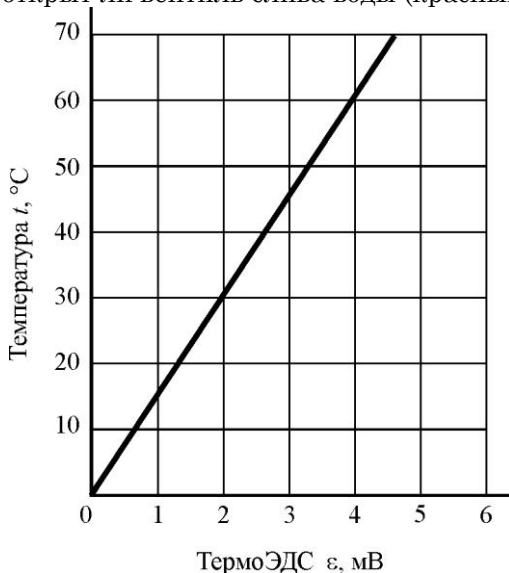


Рисунок 2.2 – Градуировочная кривая термопары

После достижения в термостате заданной температуры (по контрольному термометру) осторожно открыть вентиль (голубой) подвода к установке холодной воды (при этом регулировочный вентиль 13 под ротаметром открыт полностью). Установить краном значение расхода холодной воды по ротаметру чуть более 100 % (поплавок верхней частью будет чуть выше отметки 100).

Когда прекратится прохождение пузырьков воздуха через ротаметр (5–10 с), регулировочным вентилем 13 установить и поддерживать постоянным значение расхода холодного теплоносителя, заданного преподавателем.

По градуировочной кривой (рис.3) определить объемный расход V_2 холодного теплоносителя ($\text{м}^3/\text{с}$), соответствующий данному положению ротаметра.

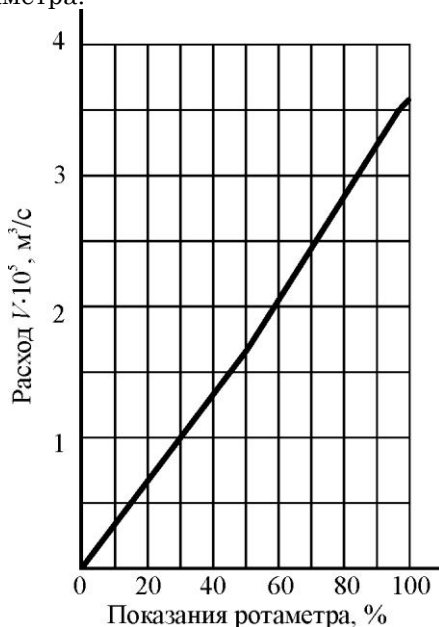


Рисунок 3. Градуировочная кривая ротаметра

Переключатель термодатчика 12 установить в положение, соответствующее измерению выхода горячего теплоносителя $t_{1к}$.

Через 10–15 мин, после стабилизации режима (значение ЭДС, измеряемой вольтметром, стабильно), произвести измерения ЭДС поочередно для всех четырех термодатчиков установлением переключателя термодатчика в положения $t_{1н}, t_{1к}, t_{2н}, t_{2к}$. Значения ЭДС ($\varepsilon_{1к}, \varepsilon_{1н}, \varepsilon_{2к}, \varepsilon_{2н}$) записать в табл. 2.1.

На градуировочном графике $\varepsilon - t$ (рис. 2.2) по замеренным ε найти соответствующие температуры на входе в теплообменник и выходе из него для горячего ($t_{1н}, t_{1к}$) и холодного ($t_{2н}, t_{2к}$) теплоносителей.

Показание термометра 10, измеряющего температуру холодного спая термодатчика t_0 , прибавить к найденным по графику температурам и значения температур записать в табл.1 ($t_{1н}, t_{1к}, t_{2н}, t_{2к}$).

РАЗДЕЛ 1. «ГИДРОМЕХАНИЧЕСКИЕ ПРОЦЕССЫ»

Так как холодный спай термопар помещен в поток воды, поступавшей из водопровода, его температура измеряется термометром, установленным на входе холодного теплоносителя (воды).

Установить по ротаметру следующие значения расхода холодного теплоносителя и повторить измерения. Полученные результаты занести в табл. 2.1 и показать преподавателю.

Таблица 2.1. – Результаты измерений

№ п/п	Расход хол. теплоносителя		Температуры теплоносителей							
	Показания ротаметра	V , м ³ /с	Горячий				Холодный			
			$\varepsilon_{1н}$	$t_{1к}$	$\varepsilon_{1к}$	$t_{1к}$	$\varepsilon_{2к}$	$t_{2н}$	$\varepsilon_{2н}$	$t_{2к}$
1										
2										
3										

Выключить установку в следующей последовательности:

- закрыть вентиль подачи холодной воды на установку (голубой трубопровод);
- выключить вольтамперметр (тумблер «сеть»);
- выключить электродвигатель термостата (среднее положение тумблера «а»);
- выключить насос;
- отключить рубильник;
- вентиль (красный) на линии обратной воды НЕ ЗАКРЫВАТЬ.

Обработка опытных данных

1. Из теплового баланса теплообменника уравнение (2.1) определить тепловую нагрузку Q , потери в окружающую среду $Q_{\text{пот}}$.

2. Рассчитать коэффициент теплопередачи K_o из уравнения (2.2). При расчете среднего температурного напора $\Delta t_{\text{ср}}$ нужно учесть, что движение теплоносителей прямоточное.

Воспользоваться уравнением (2.3) или (2.4) в зависимости от величины отношения $\Delta t_o / \Delta t_m$.

3. Определить коэффициент теплоотдачи от горячего теплоносителя к стенке. Для этого рассчитать скорость и режим движения теплоносителя (горячей воды). Теплофизические свойства воды см. в приложении.

Таблица 2.2 – Экспериментальные и расчетные параметры

№ п/п	Наименование и размерность величины	Опыт		
		1	2	3
1	Расход охлаждающей воды, м ³ /с			
2	Начальная температура охлаждающей воды, °С			
3	Конечная температура охлаждающей воды, °С			
4	Начальная температура горячей воды, °С			
5	Конечная температура горячей воды, °С			
6	Тепловая нагрузка Q , Вт			
7	Объемный расход горячей воды V_1 , м ³ /с,			
8	Экспериментальный коэффициент теплопередачи $K_э$ (по уравнению (2.2)), Вт/(м ² ·К)			
9	Средний температурный напор $\Delta t_{ср}$, К			
10	Скорость горячей воды w_1 , м/с			
11	Re ₁ горячей воды			
12	Pr ₁ горячей воды			
13	Nu ₁ горячей воды			
14	Коэффициент теплопередачи α_1 , Вт/(м ² ·К)			
15	Скорость холодной воды w_2 , м/с			
16	Re ₂ холодной воды			
17	Pr ₂ холодной воды			
18	Nu ₂ холодной воды			
19	Коэффициент теплоотдачи α_2 , Вт/(м ² ·К)			
20	Расчетные значения коэффициента теплопередачи K_p (по уравнению (2.5)). Вт/(м ² ·К)			
21	Тепловые потери $Q_{пот}$, Вт			

3.1. Скорость горячей воды w вычислить из основного уравнения расхода

$$V = wS,$$

где V – объемный расход горячей воды, м³/с, S – площадь сечения внутренней трубы, м².

3.2. Значение критерия Re определить при средней температуре потока.

3.3. По значению Re выбрать уравнение (2.9), (2.10) или (2.11) и определить числовое значение Нуссельта.

3.4 Коэффициент теплоотдачи найти из соотношения (2.12).

4. Определить коэффициент теплоотдачи от горячей стенки к холодному теплоносителю α_2 . Порядок определения тот же, что и для α_1 , только нужно учесть, что холодная вода течет по кольцевому пространству, поэтому при расчете скорости и Re нужно брать эквивалентный диаметр кольца по уравнению (2.8).

5. Рассчитать коэффициент теплопередачи K_p при заданных расходах воды из уравнения (2.5), полагая, что загрязнений нет, а $\lambda_{ст} = 16 \text{ Вт/(м·К)}$. Сравнить полученное значение коэффициента K_p с рассчитанными по уравнению (2.2).

6. Определить влияние скорости движения теплоносителя (холодной воды) на интенсивность теплопередачи. Построить графическую зависимость $K_{эп} = f(Re)$, $Q_{пот} = f(Re)$.

Данные расчета свести в табл. 2.2.

Вопросы для самоконтроля

1. Основные способы переноса теплоты.
2. Что такое конвективный теплообмен и теплопередача?
3. Теплообменные аппараты. Классификация. Рекуперативные теплообменники.
4. Теплопроводность. Закон Фурье.
5. Коэффициенты теплоотдачи и теплопередачи. Закон Ньютона–Рихмана.
6. Уравнение теплопередачи. Движущая сила тепловых процессов.
7. Средний температурный напор.
8. Тепловой баланс теплообменника.
9. Основные критерии теплового подобия.
10. Критериальные уравнения для расчета коэффициента теплоотдачи.
11. Теплоотдача при ламинарном и турбулентном режимах движения теплоносителя.
12. Как влияют на теплоотдачу физические свойства теплоносителя?
13. Сравнительная характеристика различных типов теплообменников.

ЛАБОРАТОРНАЯ РАБОТА 2.2

**СРАВНИТЕЛЬНЫЕ ТЕПЛОГИДРАВЛИЧЕСКИЕ ХАРАКТЕРИСТИКИ
ПЛАСТИНЧАТЫХ ТЕПЛООБМЕННЫХ АППАРАТОВ**

Цель работы – сравнить теплогидравлические характеристики двух пластинчатых теплообменных аппаратов при условии равенства их теплопередающих поверхностей.

Основные теоретические сведения

Пластинчатые теплообменные аппараты (ПТА) применяются для процессов теплообмена в химической, пищевой промышленности, коммунальном хозяйстве и других отраслях [1]. Площадь поверхности теплообмена разборных теплообменников составляет 1—800 м² в одном аппарате, полуразборных 31—320 м², неразборных 40—800 м².

Конструктивно ПТА представляет собой пакет пластин, установленных таким образом, что рабочие среды движутся в пространстве между пластинами. Обычно среды направляют противотоком друг к другу.

В конструкциях ПТА применяются сложные формы теплопередающих поверхностей и образуемых ими каналов, в которых поток рабочей среды подвергается искусственной турбулизации за счет криволинейной формы каналов и отрыва потока теплоносителя при обтекании вершин гофр пластин. Применение оптимальных форм и размеров каналов для различных рабочих сред, а также различные варианты рациональной компоновки этих каналов позволяют достигать интенсивности теплоотдачи в 2—3 раза большей, чем в трубчатых теплообменниках при тех же значениях числа Re . В ПТА режим развитой турбулентности наблюдается уже при $Re = 50 — 200$, что обеспечивается геометрической формой теплопередающих пластин. Для изготовления пластин применяют коррозионно-стойкие материалы: титан, хромоникелевые стали и сплавы.

Сравнение теплообменных аппаратов с идентичными поверхностями производят, как правило, по критериям интенсивности теплоотдачи (Nu , α , или K) и затратам энергии на преодоление гидравлического сопротивления.

При этом, учитывая сложный характер течения в каналах ПТА, коэффициент общего гидравлического сопротивления представляют в виде

$$\zeta = C Re^p, \quad (2.14)$$

где C , p – константа и показатель степени, зависящие от формы теплообменной поверхности и режима движения теплоносителя.

Описание лабораторной установки

При исследовании гидравлических сопротивлений и теплоотдачи в лабораторных условиях наиболее часто пользуются экспериментальными установками, в которых рабочим телом является вода. Наряду с этим используют установки, работающие на воздухе, что упрощает проведение опытов и открывает широкие возможности для визуальных исследований потоков.

При исследовании гидравлических сопротивлений в потоках с малыми значениями числа Рейнольдса в экспериментальных установках используют минеральные масла, водоглицериновые смеси и другие жидкости большой вязкости. Применение того или иного теплоносителя влияет на устройство экспериментальной установки и выбор соответствующих измерительных средств.

На рис. 2.4 представлена схема экспериментальной установки, работающей на воде, основными элементами которой являются: два пластинчатых теплообменника *9*, *10*, емкость *1* с циркуляционной водой подогреваемой тэнами *12* и блоками управления *3*, расходомер *4* для горячей воды и ротаметр *8* для холодной, дифманометр *13*. Кроме того, для измерения температуры теплоносителей трубопроводы препарированы термомпарами, места заделки которых обозначены на схеме точками *11*. Емкость *1* снабжена мерным стеклом *2*. Оба пластинчатых теплообменника, характеристики которых представлены в таблице 2.3, имеют одинаковую теплопередающую поверхность $0,5 \text{ м}^2$.

Питание установки горячей водой осуществляется по закрытому циркуляционному контуру забором воды нагретой тэнами из бака, и возвратом ее в этот же бак после прохождения теплообменников. Расход горячей воды измеряется крыльчатый расходомером *4*. Циркуляционная вода обеспечивается электроприводным питательным насосом *5*, который позволяет подавать воду с тремя фиксированными расходами.

Холодная вода подается из водопроводной сети по открытому циркуляционному циклу, со сбросом в канализацию.

Расход холодной воды регулируется задвижкой *14* и контролируется ротаметром *8*.

Потерю напора на преодоление гидравлического сопротивления в теплообменниках измеряют дифманометром *13*.

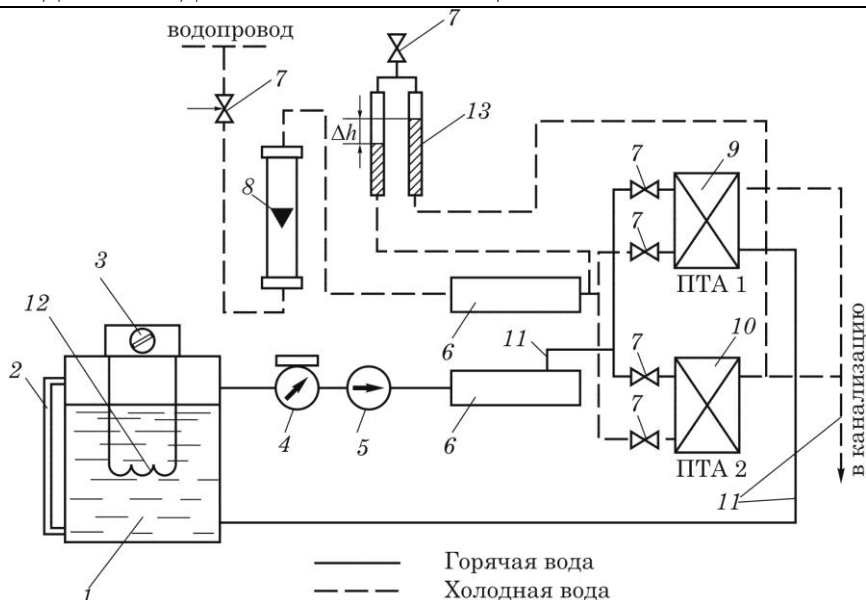


Рисунок 2.4 – Схема установки

Рабочие параметры установки выбраны таким образом, что обеспечивают точность измерения потери напора, не превышающую 1,5 %.

Поскольку работа насоса не некоторых режимах может быть неустойчивой, а также во избежание влияния возможных пульсаций в водопроводной сети, перед вводом воды в теплообменники установлены выравнивающие коллекторы 6.

Температура теплоносителей на входе и выходе из теплообменников контролируется хромель-копелевыми термопарами. Предусмотрено также дублирование показаний термодпар с помощью лабораторных термометров.

Экспериментальное определение потери напора на преодоление гидравлического сопротивления в ПТА

Последовательность проведения опыта

Работа выполняется двумя подгруппами, каждая из которых определяет гидродинамические характеристики одного теплообменника, а после обработки результатов опыта сравнивают их и делают вывод на основании результатов сравнения.

Таблица 2.3 – Характеристики ПТА.

№ п/п	Наименование	Теплообменник	
		Р 0,05-0,5-1К, Анкортепло- энерго	МЗ-FG, Альфа-Лаваль
1.	Площадь теплопередающей поверхности, m^2	0,5	0,5
2.	Тип аппарата	разборный	разборный
3.	Количество пластин, шт.	10	16
4.	Эквивалентный диаметр, $d_э$, м	0,0042	0,0038
5.	Площадь поперечного сечения канала, $f_{кан}$, m^2	0,000205	0,0002
6.	Материал прокладки	СУ-359	ЕРДМ
7.	Тип гофр	треугольные	синусоидаль- ные
8.	Масса теплообменника, кг	48	28
9.	Приведенная длина пластины, $L_{пр}$, м	0,45	0,35

Экспериментальное определение потери напора на преодоление гидравлического сопротивления производится поочередно в каждом теплообменнике, что обеспечивается соответствующей комбинацией запорных вентилей 7. Все остальные операции для каждого теплообменника сходны.

Измеряемыми величинами являются:

1. Расход воды V , который определяют с помощью ротаметра 8.
2. Потеря напора на преодоление гидравлического сопротивления измеряется дифманометром 13.

Последовательность выполнения эксперимента:

1. С помощью запорных вентилей 7 направить поток жидкости в один из теплообменников.
2. Задвижкой 14 установить заданную величину расхода, которую контролировать по показаниям ротаметра 8.
3. По дифманометру 13 определить потерю напора Δh .
4. Измеренные величины и Δh занести в таблицу исходных данных.
5. Установить следующие значения расхода повторить операции 2–4.

Таблица 2.4 – Протокол гидравлических испытаний ПТА

№ опыта	Измеряемые величины		
	Расход теплоносителя		Напор, м вод. ст.
	показания ротаметра	расход, м³/с	
1			
...			
3			

Обработка опытных данных

Измеряемые величины: V и Δh .

1. Определить скорость потока

$$V = f_{\text{кан}} w, \quad (2.15)$$

где $f_{\text{кан}} = f_1 n_{\text{кан}}$.

2. Рассчитать критерий Рейнольдса с использованием приложения П1.5, П1.6 (теплофизические свойства воды):

$$\text{Re} = \frac{\rho w d_3}{\mu} = \frac{w d_3}{\nu}. \quad (2.16)$$

3. По известному значению Δh рассчитать Δp как

$$\Delta p = \rho g \Delta h. \quad (2.17)$$

4. Из формулы для гидравлического сопротивления

$$\Delta p = \zeta \frac{L_{\text{пр}}}{d_3} \frac{\rho w^2}{2}. \quad (2.18)$$

5. Рассчитать значение ζ коэффициента общего гидравлического сопротивления.

6. Построить графики функций $\lg \zeta = f(\lg \text{Re})$ и $\Delta p = f(G)$.

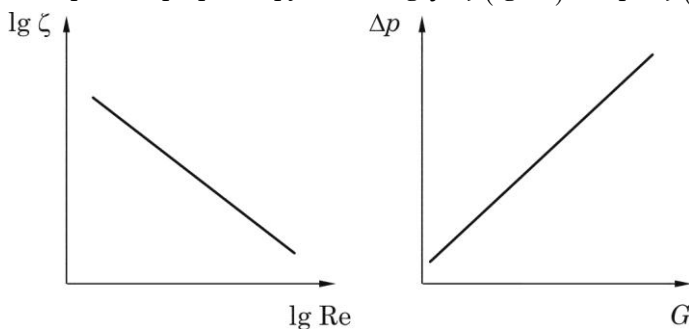


Рисунок 2.5 – Характер зависимости гидравлического сопротивления от режима движения

7. По методике, изложенной ниже, получить эмпирическую формулу для вычисления коэффициента общего гидравлического сопротивления в виде

$$\zeta = \frac{k}{\text{Re}^m}. \quad (2.19)$$

8. Сравнить гидравлические характеристики теплообменников. Сделать вывод.

Исследование теплопередачи в пластинчатых теплообменных аппаратах

Для расчета теплопередачи в ПТА экспериментально определяются следующие параметры:

Расход нагреваемого теплоносителя (холодная вода) G_x , кг/с.

Температуры нагреваемого теплоносителя на входе и выходе из ПТА $t_{\text{нар1}}$ и $t_{\text{нар2}}$.

Температуры греющего теплоносителя на входе и выходе из ПТА $t_{\text{гр1}}$ и $t_{\text{гр2}}$.

Испытания теплообменников производятся поочередно, что обеспечивается попеременным направлением теплоносителей в теплообменники с помощью запорных вентилях 7 (рис. 2.4)

Методика проведения лабораторной работы

1. Включить ТЭНы в баке для циркуляционной воды.
2. Включить циркуляционный насос 5.
3. Открыть вентиль 7 подачи горячей воды в испытываемом ПТА 9 или 10.
4. Открыть задвижку холодной воды 14 и запорными вентилями 7 направить поток в испытываемый ПТА.
5. После выхода установки на стационарный режим произвести замер расхода холодной воды по ротаметру 8.
6. С помощью милливольтметра произвести замер термоЭДС термопарой и по тарифовочной таблице определить температуры.
7. Занести данные в протокол испытаний, таблица 2.5.
8. Установить следующие значения расхода холодной воды и повторить операции п. 5–7.

Для второго теплообменника испытания проводятся аналогично операциям с п. 3, только вентили подачи холодной и горячей

воды должны быть соответственно переключены.

Результаты испытаний занести в протокол (табл. 2.5).

Таблица 2.5 – Протокол тепловых испытаний ПТА

№ опыта	Измеряемые величины			
	Расход теплоносителя		Температура теплоносителя	
	Показания ротаметра	Расход, м ³ /с	Греющий	Нагреваемый
1				
2				
3				

Обработка экспериментальных данных

1. По уравнению теплового баланса рассчитать расход горячей теплоносителя G_1 :

$$G_1 c_1 (t_{1н} - t_{1к}) = G_2 c_2 (t_{2к} - t_{2н}). \quad (2.20)$$

2. Определить среднюю температуру пластины $t_{пл}$ в виде

$$t_{пл} = \frac{1}{2} \left(\frac{t_{1н} + t_{1к}}{2} + \frac{t_{2н} + t_{2к}}{2} \right) \quad (2.21)$$

3. Определить среднее значение коэффициента теплоотдачи по уравнению Ньютона, пользуясь данными прил. П5:

$$Q = \bar{\alpha}_2 (t_{пл} - t_{2к}) F_{т.о} \quad (2.22)$$

4. Рассчитать критерии Рейнольдса по горячей и холодной воде (прил. П5), где

$$w_{г} = \frac{G}{f_{кан} \rho}; \quad w_{х} = \frac{G_{х}}{f_{кан} \rho}; \quad Re_{г} = \frac{\rho w_{г} d_{э}}{\mu}; \quad Re_{х} = \frac{\rho w_{х} d_{э}}{\mu}. \quad (2.23)$$

5. Определить значение критерия Нуссельта:

$$Nu = \frac{\alpha d_{э}}{\lambda}. \quad (2.24)$$

6. Построить в логарифмической системе координат зависи-

мость $Nu = f(Re)$.

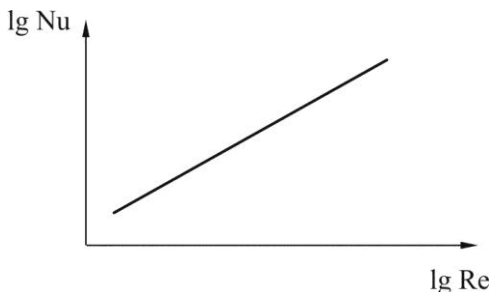


Рисунок 2.6 – Характер зависимости безразмерного коэффициента теплоотдачи от режима движения жидкости

7. Получить коэффициенты критериального уравнения:

$$Nu = C Re^m Pr^n. \quad (2.25)$$

Для процессов вынужденного конвективного теплообмена зависимость между числами подобия представляется обычно в виде степенной функции:

$$Nu = C Re Pr^n, \quad (2.26)$$

где C , m , n являются постоянными безразмерными числами.

Зависимости такого вида строят для изменения аргумента, лежащего в пределах изменения опытных параметров, определяющих этот аргумент.

Многочисленными опытными данными было установлено, что в зависимости от вида выражения (2.26) число Прандтля входит с показателем степени $m = 0,33$. Учитывая, что исследование влияния теплофизических характеристик не входит в задачу настоящей лабораторной работы, примем

$$Nu = C Re^n Pr^{0,33}. \quad (2.27)$$

Перепишем уравнение (2.15) в виде

$$\frac{Nu}{Pr^{0,33}} = C Re^n$$

и прологарифмируем его:

$$\lg\left(\frac{\text{Nu}}{\text{Pr}^{0,33}}\right) = \lg C + n \lg \text{Re}.$$

Если ввести обозначения: $y = \lg\left(\frac{\text{Nu}}{\text{Pr}^{0,33}}\right)$, $x = \lg \text{Re}$, $A = \lg C$, то

можно записать:

$$y = Anx. \quad (2.28)$$

Выражение (2.28) является уравнением прямой.

Показатель степени n представляет собой тангенс угла наклона прямой к оси абсцисс. Следовательно, значение n может быть определено с помощью графического представления опытных данных в координатах (рис. 2.7):

$$\lg\left(\frac{\text{Nu}}{\text{Pr}^{0,33}}\right) = f(\text{Re}). \quad (2.29)$$

Показатель степени n определяется из уравнения

$$n = \text{tg } \alpha = \frac{a}{b}. \quad (2.30)$$

Постоянная c определяется из уравнения, которому удовлетворяет любая точка прямой:

$$c = \frac{\left(\frac{\text{Nu}}{\text{Pr}^{0,33}}\right)}{(\text{Re})^n}. \quad (2.31)$$

Проверкой применимости степени зависимости является тот факт, что в логарифмических координатах все точки ложатся на прямую. Если же опытные точки располагаются по кривой, то эту кривую заменяют ломаной. Для отдельных участков такой кривой значения c , n различны.

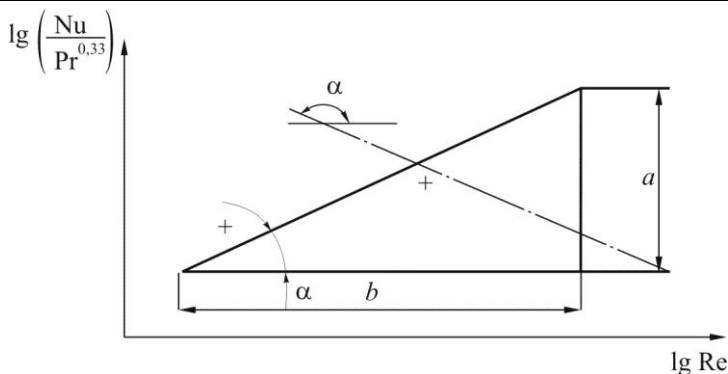


Рисунок 2.7. – К определению показателя степени n

Аналогичным образом поступают при построении зависимости коэффициента гидравлического сопротивления, структура уравнения для которого имеет вид

$$\zeta = \frac{C}{Re^n} = C Re^{-n} \quad (2.32)$$

Отличие будет заключаться в том, что после логарифмирования получим

$$\lg \zeta = \lg C - n \lg Re, \quad (2.33)$$

т.е. убывающая линейная функция представлена на рис. 4 штрихпунктирной линией. Константа c определяется из уравнения

$$C = \zeta Re^n. \quad (2.34)$$

8. Сравнить интенсивность теплоотдачи в теплообменниках. Сделать вывод.

Вопросы для самоконтроля

1. Способы переноса теплоты.
2. Теплоотдача и теплопередача.
3. Теплообменные аппараты, их назначение и классификация.
4. Конструкция ПТА, форма пластин и её влияние на интенсивность теплоотдачи.
5. Уравнения теплового баланса и теплопередачи.
6. Критерии подобия при конвективном теплообмене, критериальные уравнения.

7. Гидродинамика потока в каналах ПТА.

8. Устройство и области применения ПТА.

ЛАБОРАТОРНАЯ РАБОТА 2.3 **РОТОРНЫЙ ТОНКОПЛЕНОЧНЫЙ ИСПАРИТЕЛЬ**

Цель работы – изучение процесса теплопередачи при испарении жидкости в роторном тонкопленочном аппарате.

Основные теоретические сведения

Для проведения тепло- и массообменных процессов все более широкое применение находят роторные тонкопленочные испарители. Основными их особенностями являются кратковременность пребывания продукта в зоне нагрева и, как следствие, уменьшение термического разложения перерабатываемых веществ, а также возможность переработки и выгрузки из аппарата высоковязких и даже подсушенных до порошкообразного состояния соединений. В некоторых случаях, например, при упаривании и дистилляции органических продуктов в роторных аппаратах имеет место высокая интенсивность теплообмена.

Испарение жидкости в аппаратах данного типа происходит при ее кипении. Теплоотдача при кипении жидкостей относится к числу особенно сложных процессов, поэтому до последнего времени не удалось получить теоретических обобщений, позволяющих вполне надежно вычислять коэффициенты теплоотдачи для этого случая.

При нагреве до температуры кипения пограничный слой жидкости у стенки (поверхности нагрева) нарушается: на мельчайших неровностях стенки образуются пузырьки пара. Величина, форма и число пузырьков зависят от количества подаваемого тепла, шероховатости и чистоты поверхности нагрева, а также от способности жидкости смачивать эту поверхность.

Процесс переноса теплоты при кипении складывается из отдачи теплоты к жидкости стенкой и передачи теплоты внутренней поверхности пузырька в виде теплоты испарения. Интенсивность образования пузырьков возрастает до некоторого предела с увеличением разности температур между стенкой и кипящей жидкостью

$\Delta t_{\text{ст}}$ (перегрева стенки).

С возрастанием $\Delta t_{\text{ст}}$ увеличивается плотность теплового потока q , т.е. количество теплоты, передаваемое в единицу времени единицей поверхности стенки. Возникающее при этом перемешивание жидкости, обусловленное ростом, отрывом и всплыванием пузырьков, приводит к увеличению коэффициента теплоотдачи α . Этой области соответствует режим пузырьчатого или ядерного кипения, характеризующийся относительно высокой интенсивностью теплоотдачи.

Однако при дальнейшем увеличении $\Delta t_{\text{ст}}$ число центров парообразования возрастает настолько, что происходит слияние пузырьков пара и поверхность нагрева покрывается плохо проводящей тепло пленкой перегретого пара, образование которой приводит к значительному падению α . Этот режим носит название обращенного пленочного кипения.

В точке перехода от ядерного к обращенному пленочному кипению достигаются максимальные (критические) значения $\alpha_{\text{кр}}$ и $q_{\text{кр}}$, устанавливаемые экспериментально. Обычно, во избежание перегрева стенок и для предотвращения перехода к обращенному пленочному режиму кипения, испарители работают при удельных тепловых нагрузках, меньших критических.

Коэффициенты теплоотдачи при кипении являются сложной функцией многих переменных, их зависимость от различных факторов еще недостаточно изучена.

Описание лабораторной установки

Лабораторная установка (рис. 2.8) включает в себя испаритель 1, баню 14, блок управления 13, привод 2, станину 3, конденсатор 4, сборник 5.

Принцип работы испарителя основан на упаривании растворов в пленках. Благодаря вращению колбы испарителя на ее внутренней поверхности образуется пленка раствора, что значительно увеличивает площадь испарения и облегчает процесс парообразования: при этом происходит интенсивное перемешивание раствора, снижающее тепловую нагрузку.

Нагрев жидкости в колбе испарителя осуществляется с помощью бани 14 с электронагревателем, температура жидкого теплоносителя (воды, масла, глицерина) в которой поддерживается ав-

томатически на нужной величине. Конденсат улавливается спиральным конденсатором 4, охлаждающей средой являются вода и рассол. Конденсат собирается в приемной колбе 12, которая по мере заполнения заменяется новой.

Заполнение испарителя производится предварительно перед закреплением его на приводе 2.

Блок управления служит для подключения аппарата к электросети и регулирования числа оборотов привода, автоматического поддержания заданного теплового режима в бане. Он имеет автоматический регулятор температуры 7, служащий для поддержания заданного теплового режима в бане. На автоматическом регуляторе имеется тумблер для его включения, сигнальные лампы, показывающие, что температура в бане больше или меньше заданной. На лицевой панели блока управления смонтирована сигнальная лампа 11 и тумблер 9 включения аппарата в электрическую сеть, тумблер 8 включения привода и регулятор числа оборотов привода 10. Для включения аппарата в сеть переменного тока 220 В служит двухполюсная вилка.

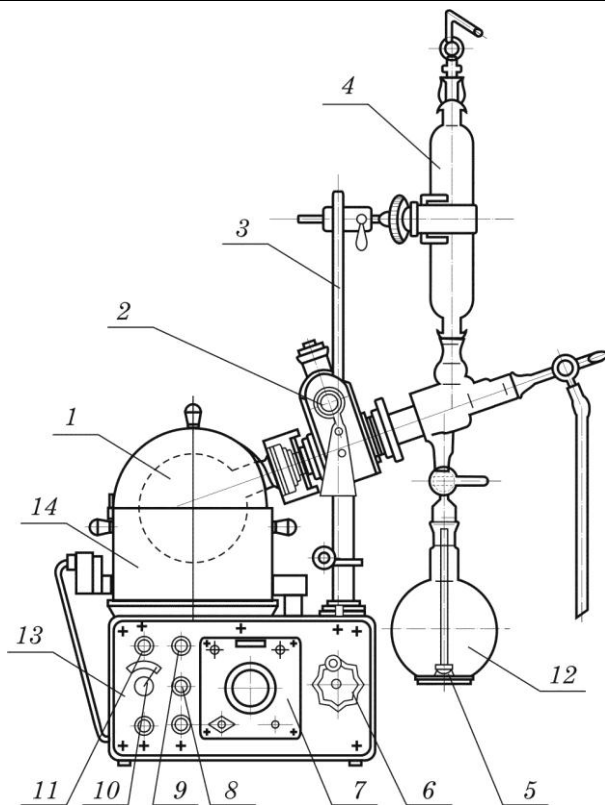


Рисунок 2.8 – Схема роторного тонкопленочного испарителя

На станине смонтирован подъемник для извлечения колбы из бани. Для привода подъемника в действие служит рукоятка-маховик 6.

Методика проведения работы

К работе приступают только с разрешения преподавателя после тщательного ознакомления с настоящей инструкцией.

Последовательность выполнения работы:

1. Подключить холодильник к водопроводной сети (вход через нижний штуцер, выход — через верхний).
2. Заполнить испаритель жидкостью (тип жидкости и ее количество задаются преподавателем). Проверить правильность сборки аппарата. Включить аппарат тумблером «сеть» 9. Включить

- вращение колбы тумблером и отрегулировать скорость вращения регулятором 10 на панели блока управления.
3. Заполнить баню водой и установить необходимый режим с помощью регулятора температуры 7.
 4. Погрузить испарительную колбу в баню с помощью подъемника 6 так, чтобы уровень раствора в колбе был несколько ниже уровня воды в бане (на 5—10 мм). Закрыть баню крышкой.
 5. Включить вращение колбы тумблером 8 и настроить регулятором 10 на нужную скорость вращения.
 6. В режиме испарения определить время, за которое в приемную колбу может поступить 50 мл конденсата. Таких замеров произвести 3—4 при различных тепловых режимах бани и 3—4 при различных оборотах ротора. При этом первый замер производится при самой низкой температуре воды в бане. Температурные режимы бани и числа оборотов ротора задаются преподавателем.
 7. По мере упаривания производить дополнительно заполнение испарителя рабочей жидкостью. После наполнения приемной колбы отгоном заменить ее новой, предварительно перекрыв кран перед приемной колбой, соединив приемную колбу с атмосферой.
 8. После окончания работы выключить вращение колбы, отключить нагрев бани, поднять испарительную колбу и снять ее для извлечения остатка.
 9. Отключить установку тумблером 9.
 10. Отключить холодильник от водопроводной сети.
- При любых аварийных ситуациях немедленно выключить установку тумблером 9.

Результаты измерений внести в таблицы 2.6 и 2.7.

Таблица 2.6 – Экспериментальные данные при $n = \text{const}$

№ п/п	Число оборотов ротора $n = \text{const}$	
	Температура воды в бане, t_6 °C	Время сбора конденсата, τ , с

Таблица 2.7 – Экспериментальные данные при $\Delta t = \text{const}$

№ п/п	Температурный напор $\Delta t = \text{const}$	
	Число оборотов ротора n , об/мин	Время сбора конденсата τ , с

Обработка опытных данных

1. По количеству конденсата в приемной колбе и времени его сбора рассчитать удельную тепловую нагрузку (q) при различных тепловых режимах бани и при различных оборотах ротора, (Вт/м^2):

$$q = \frac{Dr}{F\tau}, \quad (2.35)$$

где D – количество конденсата, кг; r – теплота парообразования жидкости, Дж/кг (табл. П1.11); F – поверхность нагрева испарителя, м^2 ; τ – время сбора конденсата, с.

Поверхность нагрева испарителя зависит от объема жидкости в испарительной колбе, т.е. $F = f(V)$. Эта зависимость представлена на рисунке 2.9.

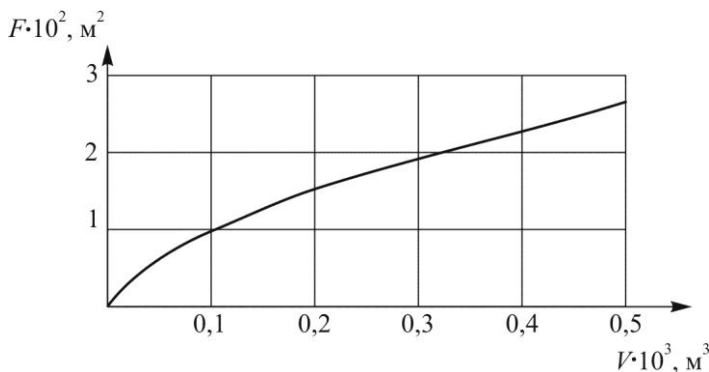


Рисунок 2.9 – График зависимости $F = f(V)$

2. Рассчитать температурный напор при различных тепловых режимах бани, $^{\circ}\text{C}$:

$$\Delta t = t_6 - t_{\text{кип}}. \quad (2.36)$$

3. Рассчитать коэффициенты теплопередачи при различных температурных напорах и различных оборотах ротора, Вт/(м²·К):

$$K = \frac{q}{\Delta t} . \quad (2.37)$$

4. При развитом пузырьковом кипении, когда удельная тепловая нагрузка $q < q_{кр}$, рассчитать коэффициенты теплоотдачи при кипении при различных температурных напорах и оборотах ротора по уравнению, Вт/(м²·К),

$$\alpha = b \left(\frac{\lambda^2}{\nu \sigma T_{кип}} \right)^{1/3} q^{2/3}, \quad (2.38)$$

или

$$\alpha = b^3 \left(\frac{\lambda^2}{\nu \sigma T_{кип}} \right)^{1/3} \Delta t^2, \quad (2.39)$$

где ν – коэффициент кинематической вязкости (рис. П1.1, табл. П1.6), м²/с ; σ – поверхностное натяжение (табл. П1.7, рис. П1.2), Н/м; $T_{кип}$ – температура кипения (табл. П1.12), К; q – удельная тепловая нагрузка, Вт/м²; λ – коэффициент теплопроводности (рис. П1.6), Вт/(м·К); b – безразмерный коэффициент, зависящий только от отношения плотностей жидкости и пара:

$$b = 0,075 \left[1 + 10 \left(\frac{\rho_{ж}}{\rho_{п}} - 1 \right)^{-0,67} \right], \quad (2.40)$$

где $\rho_{ж}$, $\rho_{п}$ – плотности жидкости и пара соответственно, кг/м³, может быть также определен по рис. 2.10.

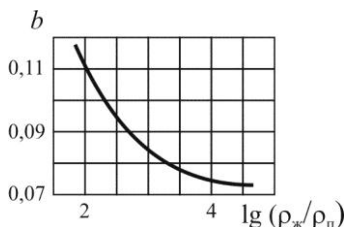


Рисунок 2.10 – График зависимости $b = f\left(\lg \frac{\rho_{ж}}{\rho_{п}}\right)$

Плотность пара определяется по уравнению Менделеева-Клапейрона

$$\rho_{\text{п}} = \frac{Mp}{R_0 T_{\text{кип}}}, \quad (2.41)$$

где M – молекулярная масса пара, кг/м³; p – давление пара принять равным атмосферному, Па; $R_0 = 8314$ Дж/(кмоль · К) – универсальная газовая постоянная.

5. По уравнению

$$q_{\text{кр}} = 0,14r\sqrt{\rho_{\text{п}}} \cdot \sqrt[4]{\sigma g \rho_{\text{ж}}}, \quad (2.42)$$

где r – теплота парообразования, Дж/кг, рассчитать критическую тепловую нагрузку, Вт/м².

6. Рассчитать тепловую нагрузку конденсатора (Вт) по уравнению

$$Q = \frac{Dr}{\tau}. \quad (2.43)$$

Результаты расчетов внести в таблицы 2.8 и 2.9.

7. Представить графические зависимости:

$$q = f(\Delta t); \alpha = f(\Delta t); q = f(n); \alpha = f(n).$$

Таблица 2.8 – Результаты расчета при $n = \text{const}$

№ п/п	Число оборотов ротора $n = \text{const}$			
	Температурный напор $\Delta t = t_6 - t_{\text{кип}}, ^\circ\text{C}$	Удельная тепловая нагрузка q , Вт/м ²	Коэффициент теплопередачи K , Вт/(м ² ·К)	Коэффициент теплоотдачи при кипении α , Вт/(м ² ·К)

Таблица 2.9 – Результаты расчета при $\Delta t = \text{const}$.

№ п/п	Температурный напор $\Delta t = \text{const}$		
	Удельная тепловая нагрузка q , Вт/м ²	Коэффициент теплопередачи K , Вт/(м ² ·К)	Коэффициент теплоотдачи при кипении α , Вт/(м ² ·К)

Вопросы для самоконтроля

1. Общие сведения о тепловых процессах.
2. Тепловые балансы испарительной колбы и конденсатора.
3. Уравнения теплоотдачи и теплопередачи. Движущая сила этих процессов.
4. Конвективный теплообмен. Влияние различных факторов на интенсивность теплообмена.
5. Теплообмен при кипении жидкостей. Режимы кипения. Кризис теплообмена при кипении.
6. Описание экспериментальной установки. Методика выполнения работы.
7. Устройство и принцип работы промышленного роторного испарителя.

ЛАБОРАТОРНАЯ РАБОТА 2.4

ИЗУЧЕНИЕ РАБОТЫ И ХАРАКТЕРИСТИК ПАРОВОЙ КОМПРЕССИОННОЙ ХОЛОДИЛЬНОЙ МАШИНЫ

Цель работы – изучение устройства и принципа действия паровой компрессионной холодильной машины, ее термодинамических, конструкционных и технологических характеристик.

Основные теоретические сведения

В ряде производств процессы абсорбции, кристаллизации, сублимационной сушки, низкотемпературной ректификации протекают при температурах значительно ниже температуры окружающей среды, достигаемых искусственным охлаждением. Такое охлаждение широко используется также в хранилищах пищевых продуктов, в медицине, приборостроении, ракетной технике, при замораживании грунтов в строительстве мостов, тоннелей, плотин и шахт.

Решение практической задачи проведения технологического процесса в промышленном реакторе в соответствии с оптимальным температурным режимом зависит от многих факторов и прежде всего от теплового эффекта и кинетики реакции.

Экзотермические реакции проводят, как правило, либо в адиабатных условиях, либо в аппаратах с отводом теплоты.

При проведении лабораторных экзотермических реакций рост

температуры приводит однозначно лишь к увеличению скорости процесса. Существуют две предельные температуры (нижний и верхний температурные пределы), между которыми целесообразно проводить процесс.

Нижним пределом является температура, при которой скорость реакции (а, следовательно, и скорость выделения теплоты) достаточна для осуществления автотермического режима. Ниже этой температуры скорость тепловыделения меньше, чем скорость отвода теплоты с реакционным потоком, и температура в аппарате будет падать.

Основными способами получения холода являются:

- Испарение низкокипящих жидкостей.
- Расширение сжатых газов в расширительной машине (детандере). При этом газ совершает внешнюю работу за счет уменьшения своей внутренней энергии, вследствие чего температура его понижается.
- Дросселирование сжатых газов и паров – расширение газа при прохождении через суженное отверстие или перегородку. Расширение происходит без совершения внешней работы.

Условно различают умеренное (до минус 100 °С) и глубокое охлаждение (от минус 100 °С и ниже). Существенное отличие между процессами умеренного и глубокого охлаждения заключается в том, что в первом случае сжатые до соответствующего давления газы или пары конденсируются, отдавая тепло окружающей среде; во втором случае для их конденсации необходимо проводить охлаждение до температур более низких, чем температура окружающей среды.

Для получения умеренного холода используют компрессионные, абсорбционные и парозжекторные установки, в которых низкие температуры достигаются испарением низкокипящих жидкостей.

Термодинамические основы получения искусственного холода

Согласно второму закону термодинамики, передача тепла от менее нагретого тела к более нагретому, может происходить только при дополнительной затрате энергии извне.

На практике получение холода основано на том, что холодильный агент совершает круговой процесс (цикл), на который затрачивается работа, обращаемая в тепло и передаваемая более нагретому телу.

Идеальным холодильным циклом является обратный цикл Карно (рис. 2.11).

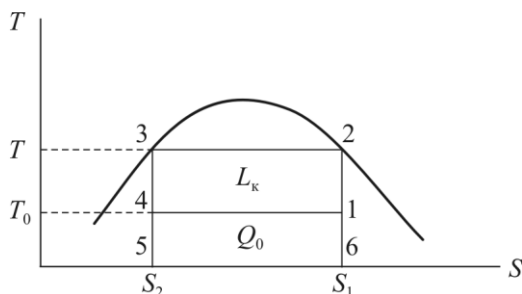


Рисунок 2.11 — Энтропийная диаграмма обратного цикла Карно. Процесс 1–2 – адиабатное сжатие ($S = \text{const}$) парообразного хладагента с изменением температур от T_0 до T_1 . Процесс 2–3 – конденсация паров хладагента ($T = \text{const}$). Процесс 3–4 – адиабатное расширение сконденсированного (жидкого) хладагента. Процесс 4–1 – испарение хладагента ($T = \text{const}$).

Такой цикл позволяет обеспечить постоянство общей энтропии системы S . Другими словами, если в процессе испарения (4–1) энтропия возрастает от S_2 до S_1 за счет принимаемого тепла, то в процессе конденсации (2–3) она убывает на такую же величину за счет теплоты, отдаваемой в окружающую среду. На рисунке 2.11 площадь фигуры 1–2–3–4 равна работе, подводимой извне, L_k :

$$L_k = (T - T_0) \cdot (S_1 - S_2), \quad (2.44)$$

где L_k – работа, затраченная на сжатие хладагента, Дж.

Площадь фигуры 6–1–4–5 эквивалентна холодопроизводительности Q_0 .

$$Q_0 = T_0 \cdot (S_1 - S_2), \quad (2.45)$$

где Q_0 – количество тепла, отнятого хладагентом, или холодопроизводительность цикла, Дж.

Площадь фигуры 6–2–3–5 равна Q :

$$Q = T(S_1 - S_2) \quad (2.46)$$

С другой стороны

$$Q = L_k + Q_0 \quad (2.47)$$

или

$$Q = (T - T_0)(S_1 - S_2) + T_0(S_1 - S_2), \quad (2.48)$$

где Q – теплота, переданная в окружающую среду, Дж.

Уравнения (2.37) и (2.38) представляют собой тепловой баланс холодильной машины. При этом, соотношение между слагаемыми баланса представляет собой степень использования механической работы и называется холодильным коэффициентом ε_k :

$$\varepsilon_k = \frac{Q_0}{L_k} = \frac{Q_0}{Q - Q_0}$$

Отсюда для обратного цикла Карно:

$$\varepsilon_k = \frac{T_0(S_1 - S_2)}{T(S_1 - S_2) - T_0(S_1 - S_2)} = \frac{T_0}{T - T_0} \quad (2.49)$$

Таким образом, холодильный коэффициент обратного цикла Карно зависит от температур испарения и конденсации и не зависит от природы хладагента.

В основе компрессионного способа получения низких температур лежит способность упругих жидкостей аккумулировать энергию сжатия и, в соответствии с законом газового состояния, значительно изменять температуру с изменением давления. При этом, на каждую единицу изменения давления приходится совершенно определенное изменение температуры, описываемое, в частности, уравнением:

$$T_2 = T_1 \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{k-1}{k}}, \quad (2.50)$$

где T_1 и T_2 – температуры до и после сжатия, К; p_1 и p_2 – давление до и после сжатия, Па; k – показатель адиабаты ($k = \frac{C_p}{C_v}$ – для данного вещества).

При политропном процессе место показателя адиабаты k занимает показатель политропы m .

Из уравнения (2.50) следует, что если сжатый и разогретый газ охладить при постоянном давлении p_2 до температуры T_1 , то при последующем расширении до давления

p_1 он изменит свою температуру до значения $T_0 < T_1$. Так, при адиабатном сжатии воздуха с атмосферным давлением и температурой 293 К до давления $p_2 = 0,5$ МПа, его температура составит 403 К или 130 °С. Если сжатый воздух охладить до температуры $T_1 = 293$ К (20 °С) то, в соответствии с уравнением (2.50) его температура после расширения до исходного давления составит $T_0 = 215$ К (–58 °С) и он может играть роль охладителя.

Эти общие соображения определяют принципиальное устройство холодильной машины:

- компрессор для сжатия газа;
- теплообменник для охлаждения сжатого газа;
- расширитель для охлажденного газа;
- теплообменник для охлаждения какого-либо вещества расширенным холодным газом.

В реальной холодильной машине невозможно реализовать процесс расширения при постоянной энтропии из-за необратимых тепловых потерь. Поэтому вместо него производится дросселирование – необратимый изоэнтальпийный процесс расширения. Процесс сжатия в большей степени приближается к адиабатному и с термодинамической точки зрения более выгоден. Практически применяют сухой процесс сжатия, так как при влажном процессе из-за интенсивного теплообмена между стенками цилиндра и влажным паром происходит быстрое испарение хладагента и осушение его паров, что вызывает ухудшение наполнения цилиндра компрессора, уменьшение его объемного коэффициента и, следовательно, падение холодопроизводительности машины. Кроме того, охлаждение в конденсаторе происходит при довольно значительной разности температур хладагента и охлаждающей среды (в промышленных холодильных машинах эта разность температур достигает 10 К), в связи с этим можно дополнительно переохладить на 5÷8 К жидкий хладагент после конденсатора, повысив тем самым холодопроизводительность установки.

Таким образом, действительный цикл компрессионной холодильной установки отличается от идеального цикла Карно в основном следующим:

- 1) вместо детандера, вследствие сложности его конструктивного выполнения используют дроссельный вентиль;
- 2) сжатие хладагента происходит не в области влажного пара, а в

области перегретого пара;

3) конденсацию пара в большинстве случаев дополняют переохлаждением конденсата.

Схема действительного цикла в компрессионной холодильной установке представлена на рисунке 2.

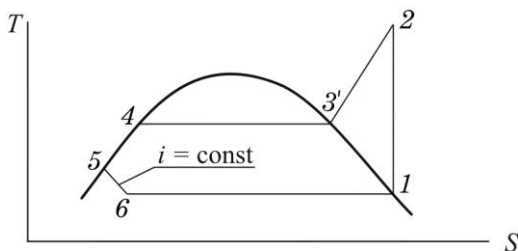


Рисунок 2.12 – Изображение сухого реального цикла компрессионной холодильной машины с переохлаждением конденсата.

Рисунок Процесс 1–2 адиабатное сжатие в компрессоре.

Процесс 2–3 – охлаждение сжатого хладагента в конденсаторе до температуры конденсации. Процесс 3–4 – конденсацию хладагента в конденсаторе. Процесс 4–5 – переохлаждение сжиженного хладагента

в конденсаторе. Процесс 5–6 – дросселирование хладагента.

Процесс 6–1 – испарение хладагента в испарителе.

Графическое изображение цикла компрессионной холодильной машины на диаграмме $T-S$ (или $p-I$) по результатам измерения основных параметров хладагента (например, T или $P-I$) в характерных точках цикла, позволяет определить основные термодинамические и технологические характеристики холодильной установки.

Удельная холодопроизводительность машины, Дж/кг:

$$q_0 = i_1 - i_4. \quad (2.51)$$

Полная холодопроизводительность, Вт

$$Q_0 = q_0 G, \quad (2.52)$$

где G – расход хладагента, циркулирующего в установке, кг/с.

Удельная работа, затрачиваемая в компрессоре, Дж/кг:

$$l = i_2 - i_1. \quad (2.53)$$

Полная затрачиваемая работа, Дж

$$L = lG. \quad (2.54)$$

Холодильный коэффициент машины

$$\varepsilon = \frac{Q_0}{L} = \frac{i_1 - i_4}{i_2 - i_1} \quad (2.55)$$

Для одних и тех же температурных условий и для определенного хладагента холодопроизводительность определяется производительностью компрессора, числом оборотов двигателя, кпд и др. параметрами. Холодопроизводительность одной и той же компрессионной холодильной машины изменяется в зависимости от теплоты поступающей в испаритель.

Холодопроизводительность одноступенчатого компрессора (Вт) заданных размеров

$$Q_0 = \lambda V q_v, \quad (2.56)$$

где λ – коэффициент подачи; V – объем, описываемый поршнем, м³/ч; q_v – объемная холодопроизводительность, Дж/м³.

$$V = FS n / 60, \text{ м}^3/\text{с}, \quad (2.57)$$

где F – площадь поперечного сечения цилиндра, м²; S – длина хода поршня, м; n – число оборотов вала, мин^{–1}.

$$q_v = \frac{q_0}{v_{\text{хд}}}, \text{ Дж/кг}, \quad (2.58)$$

где $v_{\text{хд}}$ – удельный объем пара хладагента при условиях всасывания определяется из уравнения состояния идеального газа, м³/кг.

Значения q_0 для различных хладагентов в зависимости от температуры испарения и температуры переохлаждения приводятся в специальной литературе. Там же обычно указываются ориентировочные значения q_0 в зависимости от давления конденсации и испарения.

Обычно номинальную холодопроизводительность компрессионных холодильных машин выражают величиной, отнесенной к вполне определенным условиям. За такие условия принимают так называемые «стандартные» температурные условия:

- температура испарения $t_{\text{исп}} = -15^\circ\text{C}$,
- температура конденсации $t_k = +30^\circ\text{C}$,
- температура переохлаждения $t_{\text{пер}} = +25^\circ\text{C}$.

Фактическая холодопроизводительность при заданных темпе-

ратурных условиях будет тем меньше, чем ниже температура испарения, при которой хладагент отнимает тепло от охлаждающей среды, и чем выше температура конденсации и температура переохлаждения.

$$Q_0 = Q_{\text{ст}} \frac{Q_V \lambda}{Q_{V\text{ст}} \lambda_{\text{ст}}}. \quad (2.59)$$

Анализ теплофизических процессов, происходящих в каждом из аппаратов холодильной установки в отдельности, указывает на то, что в качестве рабочего тела (хладагента) целесообразно использовать пары жидкостей, имеющих отрицательную температуру кипения при атмосферном давлении и такую температуру паров при умеренных степенях сжатия, которая обеспечит отдачу тепла в окружающую среду. К ним условно можно отнести жидкости, температура кипения которых при атмосферном давлении составляет (250 – 210) К, а температура конденсации при приемлемых давлениях (0,8 – 1,2) МПа составляет (330 – 310) К.

Кроме того, к хладагентам предъявляют следующие требования:

- 1) большая скрытая теплота парообразования (это дает возможность уменьшить количество циркулирующего хладагента);
- 2) небольшой удельный объем паров при температуре испарения и соответствующем ему давлении;
- 3) хладагент не должен вызывать быстрого разрушения частей холодильной машины, а также действовать вредно на здоровье обслуживающего персонала в случае проникновения паров в рабочее помещение;
- 4) доступность получения в необходимых количествах при невысокой стоимости.

На практике наиболее распространены в качестве хладагентов: аммиак, уголекислота, сернистый газ, хлористый метил и фреоны (фторхлорпроизводные метана – CClF_3 , хладон (фреон)–12 – CCl_2F_2 , хладон (фреон)–22 – CHClF_2).

Описание лабораторной установки

Лабораторная установка (рис. 2.13) включает в себя поршневой компрессор 1, заключенный в герметичную капсулу 2, конденсатор 3 с воздушным охлаждением, вентилятор 4 для обдува конденсатора, дроссельный игольчатый клапан 5, холодильную камеру – испаритель 6 с тепловым генератором 7 для изменения тепловой

нагрузки.

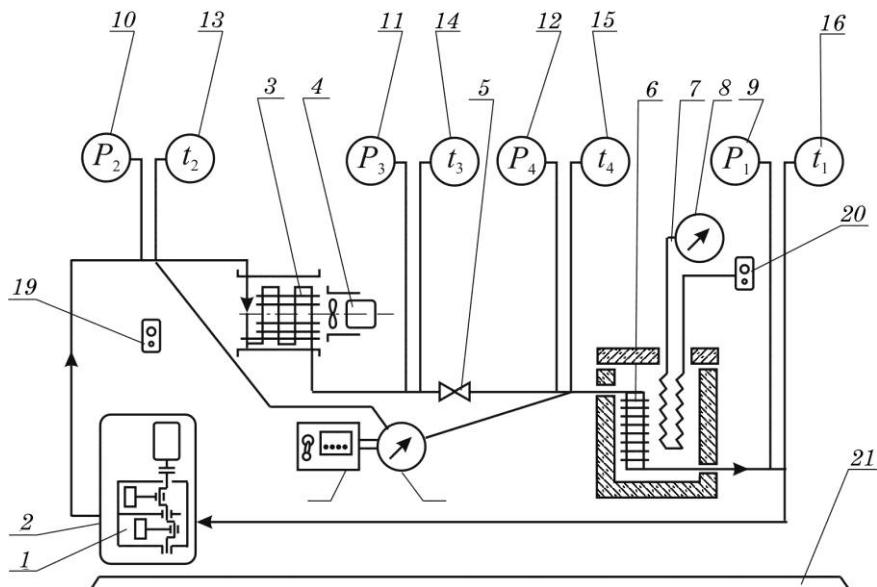


Рисунок 2.13 – Схема холодильной машины.

1 – компрессор; 2 – капсула; 3 – конденсатор; 4 – вентилятор; 5 – дроссель; 6 – испаритель; 7 – тепловой генератор; 8 – регулятор тепловой нагрузки; 9...12 – манометры; 13...16 – термопары; 17 – вольтметр; 18 – переключатель; 19 – пускатель привода компрессора; 20 – выключатель теплового генератора; 21 – станина.

Установка оснащена регулятором тепловой нагрузки 8, четырьмя манометрами 9–12, четырьмя термопарами 13–16, вольтметром 17 с цифровой индикацией типа ВК–2-20 для замера ЭДС в термопарах и переключателем 18. Термопары дублируются ртутными термометрами.

Все оборудование смонтировано на станине 21, где установлены пускатель привода компрессора 19 и выключатель теплового генератора 20.

Техническая характеристика холодильной машины :

Хладагент – фреон-22	Химический состав CHClF_2
Число цилиндров компрессора	$z = 2$
Диаметр поршня	$d = 36 \text{ мм}$
Ход поршня	$S = 27 \text{ мм}$
Доля вредного пространства	$\varepsilon_V = 5 \%$
Число оборотов коленчатого вала	$n = 1440 \text{ об/мин}$
Мощность электродвигателя	$N = 0,55 \text{ кВт}$
Поверхность теплообмена конденсаторов	$F_k = 4,4 \text{ м}^2$
Объем холодильной камеры	$V_{\text{ХК}} = 20 \text{ л}$
Поверхность испарителя	$F_{\text{исп}} = 1,25 \text{ м}^2$
Диапазон изменения тепловой нагрузки	$Q_{\text{И}} = 0 - 270 \text{ кВт}$

Методика выполнения лабораторной работы

Перед началом выполнения работы прослушать инструктаж по эксплуатации установки и технике безопасности на рабочем месте.

Получить задание и разрешение на его выполнение у преподавателя.

1. Построить на $p - I$ диаграмме (рис. П10) сухой цикл паровой компрессионной холодильной машины при «стандартных условиях» в предположении адиабатности сжатия и изоэнтальпического дросселирования.

Стандартные условия:

- температура испарения $t_1 = -15 \text{ }^\circ\text{C}$,

- температура конденсации $t_3 = +30\text{ }^{\circ}\text{C}$,
- температура переохлаждения $t_5 = +25\text{ }^{\circ}\text{C}$,
- энтропия $S_1 = S_2$

С помощью диаграммы $p-I$ определить для стандартных условий

- удельную холодопроизводительность q_{oc} , Дж/кг:

$$q_{oc} = i_{1c} - i_{6c}; \quad (2.60)$$

- удельную работу сжатия l_c , Дж/кг:

$$l_c = i_{2c} - i_{1c}; \quad (2.61)$$

- удельную теплоту, отданную в конденсаторе q_c , Дж/кг:

$$q_c = i_{2c} - i_{5c}; \quad (2.62)$$

- давление паров хладагента до сжатия p_{1c} , Па;
- давление паров хладагента после сжатия p_{2c} , Па;
- температуру паров после сжатия t_{2c} , $^{\circ}\text{C}$;
- вычислить холодильный коэффициент стандартного цикла ε_c :

$$\varepsilon_c = \frac{q_{oc}}{l_c}; \quad (2.63)$$

Полученные результаты внести в таблицу 2.10.

Таблица 2.10 – Результаты экспериментальных исследований холодильной машины

	Давление до сжатия p_1 , Па	Температура до сжатия T_1 , $^{\circ}\text{C}$	Давление после сжатия p_2 , Па	Температура после сжатия T_2 , $^{\circ}\text{C}$	Давление после конденсатора p_4 , Па	Температура после конденсатора T_4 , $^{\circ}\text{C}$	Давление после дросселя p_6 , Па	Температура после дросселя T_6 , $^{\circ}\text{C}$	Удельная холодопроизводительность q_0 , Дж/кг	Удельная работа, l , Дж/кг	Удельная теплота отданная в конденсаторе q , Дж/кг
Стандартн.											

цикл											
Рабочий цикл											
$Q_{И1} =$											
$Q_{И2} =$											
$Q_{И3} =$											
$Q_{И4} =$											

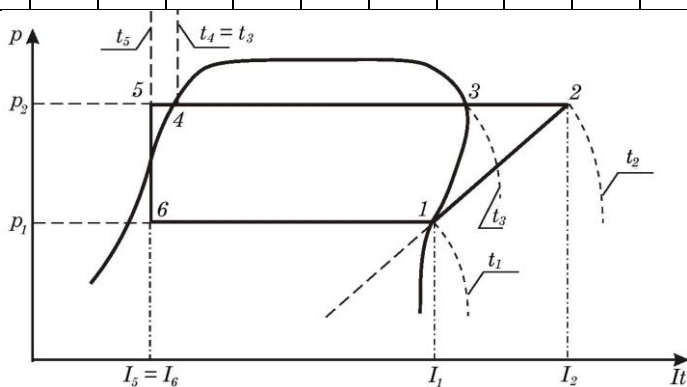


Рисунок 2.14 – Изображение цикла реальной холодильной машины на диаграмме

Примечание:

При отсутствии данных о температурах в характерных точках цикла, построения рабочих циклов проводить при условиях:

- цикл сухой;
- сжатие происходит адиабатно ($S_1 = S_2$);
- конденсат хладагента переохлаждается на 5°C .

2. Включить пускатель 19 и выключатель 20. Через 5 минут регулятором 8 установить необходимое значение тепловой нагрузки.

Выждать 10 минут и снять одновременно показания на всех манометрах и термометрах установки. С помощью вольтметра 17 и переключателя 18 произвести замеры ЭДС в характерных точках схе-

мы. По графику $e = f(t)$ (см. рис. 2.2) определить соответствующие температуры. По значениям давлений и температур нанести характерные точки рабочего цикла на $p - I$ – диаграмму и определить:

- удельную холодопроизводительность рабочего цикла q_{0i} , Дж/кг:

$$q_{0j} = i_{1j} - i_{6j}; \quad (2.64)$$

- удельную работу сжатия рабочего цикла l_j , Дж/кг:

$$l_j = j_{2j} - j_{1j}; \quad (2.65)$$

- удельную теплоту, отданную в окружающую среду q_i , Дж/кг

$$q_j = j_{2j} - j_{5j}; \quad (2.66)$$

- вычислить холодильный коэффициент рабочего цикла ε_j

$$\varepsilon_j = \frac{q_{0j}}{l_j} = \frac{j_{1j} - j_{6j}}{j_{2j} - j_{1j}}. \quad (2.67)$$

Значения измеренных и вычисленных параметров внести в табл.1. Замеры, построения и расчеты повторить для четырех значений тепловых нагрузок $Q_{Иj}$.

Обработка опытных данных

По данным таблицы 1 произвести расчет конструктивных и технологических характеристик реальной машины для стандартных и рабочих условий.

1. Вычислить теоретическую объемную производительность компрессора холодильной машины V_T , м³/с

$$V_T = 0,785d^2 Szn, \quad (2.68)$$

где d – диаметр поршня, м; S – длина хода поршня, м; z – число цилиндров; n – скорость вращения вала, 1/с.

2. Вычислить объемный коэффициент полезного действия компрессора для стандартных условий λ_{0c} и рабочих условий λ_{0j} .

$$\lambda_{0c} = 1 - \varepsilon_v \left[\left(\frac{p_{2c}}{p_{1c}} \right)^{\frac{1}{k}} - 1 \right]; \quad \lambda_{0i} = 1 - \varepsilon_v \cdot \left[\left(\frac{p_{2j}}{p_{1j}} \right)^{\frac{1}{k}} - 1 \right]. \quad (2.69)$$

Принять $k = 1,15$.

3. Вычислить объемную производительность компрессора при условиях всасывания, м³/с

$$V_c = V_T \cdot \lambda_{0c}; \quad V_j = V_T \cdot \lambda_{0j} \quad (2.70)$$

4. Вычислить плотность всасываемых паров фреона –22 при стандартных и рабочих условиях всасывания, кг/м³

$$\rho_c = \frac{p_{1c} M}{R_0 T_{1c}}; \quad \rho_j = \frac{p_{1j} M}{R_0 T_{1j}}, \quad (2.71)$$

где $R_0 = 8314$ Дж/(кмоль · К).

5. Вычислить количество хладагента G, циркулирующего в рабочем объеме холодильной машины, кг/с.

$$G = V_c \rho_c; \quad G_j = V_j \rho_j. \quad (2.72)$$

6. Вычислить холодопроизводительность машины Q_0 , Вт

$$Q_{0c} = G_c q_{0c}; \quad Q_{0j} = G_j q_{0j}. \quad (2.73)$$

7. Вычислить теоретическую мощность N_T машины, Вт

$$N_{tc} = \frac{Q_{0c}}{\varepsilon_c}; \quad N_{tj} = \frac{Q_{0j}}{\varepsilon_j}. \quad (2.74)$$

8. Вычислить относительный холодильный коэффициент машины φ_j , %

$$\varphi_j = \frac{\varepsilon_j}{\varepsilon_k} \cdot 100\% \quad (2.75)$$

9. Вычислить термодинамический К.П.Д. реального цикла η , %

$$\eta = \frac{\varepsilon_j}{\varepsilon_k} \quad (2.76)$$

Вопросы для самоконтроля

1. В чем заключается принцип компрессионного способа получения низких температур?
2. Какие вещества могут теоретически выступать в роли хладагента в компрессионных холодильных машинах?
3. Какими свойствами должны обладать вещества, использующиеся в реальных холодильных машинах в качестве хладагента?
4. В чем заключается основная разница между идеальными и дей-

ствительными циклами холодильной машины?

5. Какой термодинамический процесс сжатия предпочтителен в компрессоре холодильной машины и почему?
6. Какие изменения агрегатного состояния претерпевает хладагент при циркуляции по контуру холодильной машины? Продемонстрируйте эти изменения на $p - I$ или $T - S$ диаграмме.
7. Какова экономическая характеристика процесса дросселирования в холодильной машине?
8. Возможна ли утилизация энергии расширения сжатых паров хладагента в холодильной машине?
9. Определение понятия «холодильный коэффициент».
10. Приведите изображения на диаграмме $T - S$ теоретического и различных действительных циклов компрессионной паровой холодильной машины. Объясните суть различий

ЛАБОРАТОРНАЯ РАБОТА 2.5 ОПРЕДЕЛЕНИЕ НЕСТАЦИОНАРНОГО ТЕМПЕРАТУРНОГО ПОЛЯ В ТВЕРДОМ ТЕЛЕ

Цель работы – освоить методику определения температурного поля в полубесконечном теле методом конечных разностей.

Теоретические основы работы

В теории теплообмена различают два вида тепловых процессов – *стационарные* и *нестационарные*.

Если с течением времени температура в каждой точке тела остается неизменной, то такой тепловой процесс имеет название *стационарного*. Процесс, в котором хотя бы в одной из точек тела температура будет с течением времени изменяться, имеет название *нестационарного температурного процесса*.

Нестационарная теплопроводность – процесс распространения тепла вследствие теплообмена между неравномерно нагретыми частицами тела при их непосредственном столкновении в условиях, когда температура частиц тела изменяется с течением времени.

В газах и жидкостях теплопроводность осуществляется вследствие соударения атомов и молекул, в твердых телах (диэлектриках) – вследствие упругих колебаний элементарных частичек, в твердых телах (электрических проводниках) – вследствие движе-

ния свободных электронов.

Дифференциальное уравнение нестационарной теплопроводности.

Нестационарная теплопроводность в твердых телах, которые не имеют внутренних источников тепла, описывается линейным дифференциальным уравнением второго порядка в частных производных:

$$\frac{\partial t}{\partial \tau} = a \cdot \left(\frac{\partial^2 t}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial z^2} \right), \quad (2.77)$$

где t – температура в точке тела с координатами x, y, z в момент времени τ .

Коэффициент температуропроводности a характеризует скорость распространения изменения температуры в теле. Он связан с другими физическими параметрами вещества тела соотношением:

$$a = \frac{\lambda}{c\rho}, \quad (2.78)$$

где λ – коэффициент теплопроводности материала, Вт/(м·К); c – удельная теплоемкость материала, Дж/(кг·К); ρ – плотность материала, кг/м³.

Условия однозначности решения уравнения (2.77) включают в себя:

а) геометрические условия, которые характеризуют форму и размеры тела;

б) физические условия, которые характеризуют физические параметры материала (λ, c, ρ, a);

в) начальные условия, которые характеризуют распределение температур в теле в начальный момент времени;

г) предельные условия, которые задают закономерности теплообмена на границе тела.

Различают три рода граничных условий:

1) на границе тела заданная его температура – **граничная задача 1-го рода**.

$$t|_{\text{гр}} = t_w \quad (2.79)$$

Здесь и дальше значок $|_{\text{гр}}$ указывает, что значения величины берется на границе тела.

2) задан поток тепла на границе – **граничная задача 2-го рода**.

Математически она выражается соотношением

$$-\lambda \cdot \frac{\partial t}{\partial n} \Big|_{\text{гр}} = q, \quad (2.80)$$

Здесь q – заданная функция, нормальная к граничной поверхности компонента удельного теплового потока, а $\frac{\partial t}{\partial n} \Big|_{\text{гр}}$ – составной

градиент температуры по нормали к поверхности тела (напомним, что в теле в соответствии с уравнением Фурье удельный тепловой поток равняется $q = -\lambda \operatorname{grad} t$).

3) поток тепла на границе тела задается законом Ньютона-Рихмана с известным коэффициентом теплоотдачи (α) и заданной температурой среды t_f , которая омывает тело – это **граничная задача 3-го рода**. В этом случае температура тела близ его границы удовлетворяет условию

$$-\lambda \cdot \frac{\partial t}{\partial n} \Big|_{\text{гр}} = \alpha \cdot (t|_{\text{гр}} - t_f) \quad (2.81)$$

При $\alpha\lambda \rightarrow \infty$, задача 3-го рода переходит в задачу 1-го рода, в которой температура на границе t_w совпадает с температурой внешней среды t_f .

При весьма небольших значениях времени τ на вид решения существенным образом влияют начальные условия – значения температурного поля в начальный момент времени ($\tau = 0$).

Дифференциальное уравнение (2.77) решено точно только для тел простой геометрической формы (плоская стенка, полуограниченное тело, цилиндр) при стационарных граничных условиях, а также при изменении температуры среды по линейному или экспоненциальному законам. При этом считается, что физические параметры тела не зависят от температуры.

Численные методы решения задач нестационарной теплопроводности.

Температурное поле в стенке при ее нагревании можно определить экспериментально, однако это не всегда возможно из-за того, что необходимо создавать специальные экспериментальные установки и оснащать их измерительным оборудованием.

На сегодня существует много численных методов приближенного решения задач нестационарной теплопроводности, которые

разрешают получить результаты, удовлетворительно согласующиеся с результатами экспериментов. Широкое распространение имеет приближенный метод расчета температурного поля – метод конечных разностей. Его основная идея состоит в том, что решение непрерывной задачи, которое связывает между собой температуру тела в бесконечном множестве точек в любой момент времени, можно заменить на нахождение температуры в конечном числе точек пространства в конечном числе моментов времени, то есть бесконечно малые разности dx и $d\tau$ между пространственными и временными координатами соседних точек заменяются на конечные разности Δx и $\Delta \tau$ соответственно. Тогда в одномерном случае мы имеем дело не с полем температур $t(x, \tau)$, а с конечным количеством значений температуры.

Рассмотрим реализацию метода сеток на примере одномерной задачи о нагревании плоской стенки толщиной δ на протяжении времени Γ при граничных условиях третьего и первого рода. Исходная задача состоит в отыскании функции $t(x, \tau)$, что удовлетворяет в области определения $0 < x < \delta$ и $0 < \tau < \Gamma$ уравнению

$$\frac{\partial t}{\partial \tau} = a \cdot \frac{\partial^2 t}{\partial x^2}, \quad (2.82)$$

с начальным условием

$$t(x, 0) = t_0(x), \quad (2.83)$$

(где $t_0(x)$ – заданное начальное распределение температуры), и с граничными условиями 3-го рода (при $x = 0$) и 1-го рода (при $x = \delta$)

$$\left. \frac{\partial t}{\partial x} \right|_{x=0} = -\frac{\alpha}{\lambda} \cdot (t_f - t|_{x=0}); \quad t(\delta, \tau) = t_w(\tau), \quad (2.84)$$

где $t_f(\tau)$, α и λ – заданные температура среды, коэффициенты теплоотдачи и теплопроводности со стороны поверхности с $x = 0$, $t_w(\tau)$ – заданная температура на поверхности с $x = \delta$.

Разобьем стенку на целое количество слоев шириной Δx , а время на целое количество интервалов i продолжительностью $\Delta \tau$. Пронумеруем точки деления оси x целым параметром $i = 0, 1, 2, \dots, n-1, n$. Координаты этих точек определяются по формуле $x_i = i \cdot \Delta x$. Аналогично пронумеруем точки деления временного интервала целым параметром $k = 0, 1, 2, \dots, m-1, m$. Моменты времени, которые отвечают этим точкам, вычисляются по формуле $\tau_k = k \cdot \Delta \tau$. Отметим, что ширина интервалов и количество участков разбивки

связанные соотношениями:

$$\Delta x = \frac{\delta}{n} ; \Delta \tau = \frac{\Gamma}{m} ,. \quad (2.85)$$

Таким образом, мы заменили непрерывный прямоугольник области определения поля температур сеткой точек (смотри рисунок 2.15).

Будем, прежде всего, интересоваться не всем полем температур (x, τ) , а конечным множеством значений температуры в узлах сетки. Для сокращения записей введем отдельные пометки для значений температур в точках сетки:

$$t_{i,k} \equiv t(x_i, \tau_k), \quad (2.86)$$

температура в точке x_i , в момент времени τ_k .

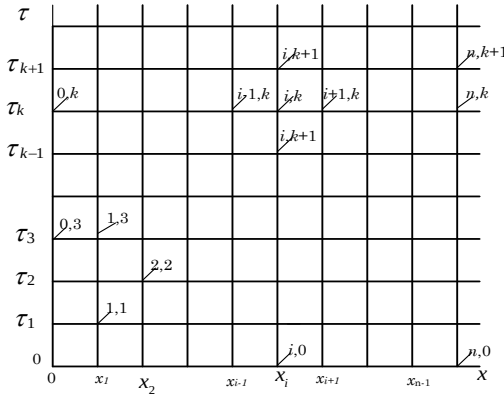


Рисунок 2.15 – Пространственно-временная сетка с шагами Δx в направлении оси x и $\Delta \tau$ в направлении оси времени ($x_i = i \cdot \Delta x$ где

$$i = 0, 1, 2, \dots, n-1, n; \tau_k = k \cdot \Delta \tau, \text{ где } k = 0, 1, 2, \dots)$$

Для определения множества сеточных значений температуры надо выяснить, какому уравнению они удовлетворяют. Понятно, что это должен быть какой-либо дискретный аналог нестационарного уравнения теплопроводности (2.82). Получим его. Первую частную производную от температуры по времени можно представить в виде конечных разностей

$$\left. \frac{\partial t}{\partial \tau} \right|_{i,k} \approx \frac{t_{i,k+1} - t_{i,k}}{\Delta \tau} , \quad (2.87)$$

где пара индексов i, k означают, что соответствующая величина берется при $x = x_i$ и $\tau = \tau_k$.

Первая частная производная от температуры по пространственной координате выражается аналогично

$$\left. \frac{\partial t}{\partial x} \right|_{i,k} \approx \frac{t_{i,k} - t_{i-1,k}}{\Delta x}, \quad \left. \frac{\partial t}{\partial x} \right|_{i+1,k} \approx \frac{t_{i+1,k} - t_{i,k}}{\Delta x}, \quad (2.88)$$

Вторая производная по определению является первой производной от первой производной. В соответствии с этим ее запись в конечных разностях имеет вид:

$$\left. \frac{\partial^2 t}{\partial x^2} \right|_{i,k} \approx \frac{1}{\Delta x} \cdot \left(\left. \frac{\partial t}{\partial x} \right|_{i+1,k} - \left. \frac{\partial t}{\partial x} \right|_{i,k} \right) \approx \frac{t_{i+1,k} - 2 \cdot t_{i,k} + t_{i-1,k}}{(\Delta x)^2}, \quad (2.89)$$

Подставляя полученные формулы (2.88), (2.89), в уравнение нестационарной теплопроводности (2.82), получим алгебраическое уравнение

$$t_{i,k+1} = \text{Fo}_\Delta \cdot \left[t_{i+1,k} + t_{i-1,k} + \left(\frac{1}{\text{Fo}_\Delta} - 2 \right) \cdot t_{i,k} \right], \quad (2.90)$$

в котором в качестве параметра выступает критерий Фурье

$$\text{Fo}_\Delta \equiv \frac{a \cdot \Delta \tau}{(\Delta x)^2}. \quad (2.91)$$

Оно называется **сеточным уравнением** или **разностной схемой**. Эта так называемая **явная разностная схема**. С ее помощью можно относительно просто вычислить значения температуры $t_{i,k+1}$ во всех точках x_i ($i = 1, 2, 3, \dots, n-1$) для момента времени $\tau_{k+1} = (k+1) \cdot \Delta \tau$, если известны значения температур $t_{i,k}$ во всех точках x_i ($i = 0, 1, 2, 3, \dots, n$) в момент времени $\tau_k = k \cdot \Delta \tau$, который предшествует данному. Таким образом, задав значение температуры $t_{i,0}$ во всех точках x_i в начальный момент времени $\tau_0 = 0$, можно, последовательно используя формулу (2.90), рассчитывать температуры $t_{i,k}$ во все следующие моменты: сначала $t_{i,1}$, дальше $t_{i,2}$, дальше $t_{i,3}$ и так далее.

Исследования показывают, что рассмотренная вычислительная схема устойчивая, то есть точность расчетов поля температуры повышается с уменьшением величин Δx и $\Delta \tau$, если выполняется усло-

вие

$$Fo_{\Delta} \leq \frac{1}{2}.$$

Уравнение (2.90) значительно упрощается, если использовать шаги Δx и $\Delta \tau$, для которых выполняется соотношение

$$Fo_{\Delta} = \frac{1}{2}, \quad (2.92)$$

В этом случае разностная схема принимает вид

$$t_{i,k+1} = \frac{t_{i+1,k} + t_{i-1,k}}{2}. \quad (2.93)$$

На последней формуле базируется графический метод решения задач теплопроводности, который довольно часто используется в инженерной практике.

$$t_{n,k \cdot \Delta \tau} = t(n \cdot \Delta x, k \cdot \Delta \tau),$$

в точках с координатами $x = n \cdot \Delta x$:

$$\tau = k \cdot \Delta \tau,$$

где n и k – целые числа.

Рисунок 2.16 это иллюстрирует.

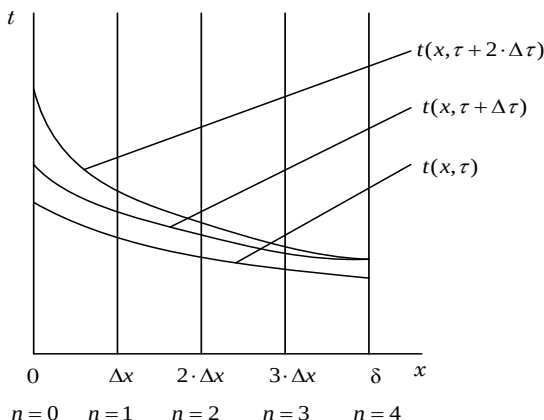


Рисунок 2.16 – Графики зависимости температуры точек плиты от координаты x .

На нем приведены графики зависимости температуры точек

плиты от координаты x (расстояния от горячей поверхности) для трех моментов времени: τ , $\tau + \Delta\tau$ и $\tau + 2\Delta\tau$, то есть графики функций $t(x, \tau)$, $t(x, \tau + \Delta\tau)$ и $t(x, \tau + 2\Delta\tau)$.

В данном случае плиту, которая имеет толщину δ , разбивают на четыре пласта толщиной Δx . Температура определяется при $x = n\Delta x$. Значениям $n = 0$ и $n = 4$ отвечают поверхности плиты, а значениям $n = 1, 2, 3$ – внутренние границы слоев. (Соответствующие точки приведены на графиках).

Уравнение (2.93) позволяет, зная все температуры (то есть при $n = 0, 1, 2, 3, 4$ на рисунке 2.16) в момент времени τ , рассчитать температуры во внутренних точках плиты (при $n = 1, 2, 3$ на рисунке 2.16) в следующий момент – через интервал времени $\Delta\tau$. Оно выполняется при соблюдении условия:

$$\frac{\alpha \cdot \Delta\tau}{(\Delta x)^2} = \frac{1}{2}. \quad (2.94)$$

Содержание последней проясняется, если вспомнить, что параметр Фурье:

$$Fo = \frac{\alpha \cdot \Delta\tau}{(\Delta x)^2},$$

это приведенное время распространения изменений температуры на расстоянии Δx .

Связь температур на поверхностях плиты ($n = 0, 4$, рисунок 2.16) с другими температурами зависит от граничных условий.

В случае граничных условий первого рода температура на границе задается непосредственно. В случае граничных условий третьего рода эта температура ищется из приближенного равенства тепловых потоков по разные стороны поверхности раздела сред. В плите этот поток определяется по закону Фурье, а извне – по закону Ньютона–Рихмана.

Как результат температура на поверхности плиты t_w рассчитывается в соответствии с соотношением:

$$t_w = \frac{\alpha \cdot t_f + \frac{\lambda}{\Delta x} \cdot t}{\alpha + \frac{\lambda}{\Delta x}}, \quad (2.95)$$

где α – коэффициент теплоотдачи от среды к поверхности теп-

лообмена, температура которой определяется, Вт/(м²·К);

t_f – температура внешней среды, которая контактирует с данной поверхностью, °С;

t – температура плиты в плоскости соответствующих слоев ($n = 1$, или $n = 3$ – рисунок 2.16), °С.

Описание установки

Лабораторная установка состоит из электрической печи 9, спираль которой служит источником тепла. В углублении печи установлена плита 10, которая выполняет функции экспериментального образца. Для определения температуры источника тепла над поверхностью спирали установлены термопары 1 и 2. На обращенной к источнику тепла поверхности бетонной плиты, в глубине плиты и на поверхности, которая не обогревается, закреплены три пары термопар с номерами 3 и 4, 5 и 6, 7 и 8 соответственно (рисунок 2.17). Замеры температур производятся милливольтметром 11, соединенным с термопарами с помощью переключателя 12.

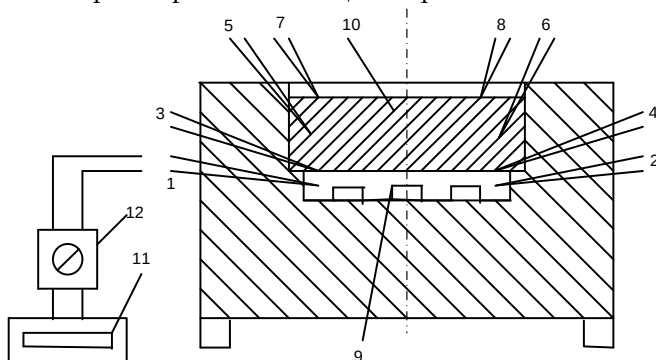


Рисунок 2.17 – Схема установки для определения температур внутри плиты и на ее поверхностях.

Проведение опыта

Перед включением установки фиксируется начало отсчета времени и начальные температуры, для чего переключатель 12 фиксируется в каждом из шести положений (3, 4, 5, 6, 7, 8), что даст температуры t_3 , t_4 , t_5 , t_6 , t_7 , t_8 на соответствующих термопарах рисунка 2.17. Результаты заносятся в таблицу 1, в которой t_b , t_k , t_n – температуры на внутренней поверхности плиты, в плите и на

внешней поверхности плиты соответственно.

Они рассчитываются по формулам для соответствующих моментов времени, τ , мин:

$$t_{\text{в}} = \frac{t_3 + t_4}{2}, \quad t_{\text{х}} = \frac{t_5 + t_6}{2}, \quad t_{\text{н}} = \frac{t_7 + t_8}{2};$$

После включения нагревателя с интервалами 5 минут проводятся 6 серий измерений температур $t_{\text{в}}$, $t_{\text{х}}$, $t_{\text{н}}$. Результаты заносятся в таблицу 2.11.

Температуру окружающего воздуха $t_{\text{н}}$ определяют по жидкостному комнатному термометру, который установлен в лаборатории. Толщина плиты δ и расстояния x от внутренней поверхности к углубленным термопарам приведены на стенде

Таблица 2.11. – Результаты измерений

№ измерения	τ , мин	$t_{\text{в}}$, °C	$t_{\text{х}}$, °C	$t_{\text{н}}$, °C	$t_{\text{п}}$, °C
1	0				
2	5				
3	10				
...	...				
7	30				

Обработка опытных данных

В ходе обработки экспериментальных результатов сначала изображаются в графическом виде зависимости температуры точек плиты от расстояния и времени.

Далее температуры плиты рассчитываются численным методом конечных разностей, приведенным ниже. Соответствующие расчетные зависимости для сравнения наносятся на те же графики, что и экспериментальные зависимости.

Рекомендуется следующая последовательность обработки.

1. По данным таблицы 2.11 на первом миллиметровом листе формата А4 наносятся графики (как рис.2.16) зависимостей температуры от пространственной координаты x на 0, 10, 20, 30-ой минутах.

Далее переходим к расчетам. При этом на внутренней (обращенной к нагревателю) поверхности плиты применяем граничные

условия 1-го рода, а на внешней (обращенный к помещению) поверхности плиты – граничные условия 3-го рода.

2. По экспериментальным данным (3-й столбец таблицы 2.11) на втором миллиметровом листе строится график зависимости температуры внутренней поверхности плиты $t_{\text{в}}$ от времени τ .

3. Примем, что пространственный интервал между шагами расчетной схемы Δx равняется четверти толщины плиты (рисунок 2.16), то есть:

$$\Delta x = \frac{\delta}{4}$$

4. Определим средний интервал времени $\Delta \tau$ между шагами расчетной схемы. Это делается с использованием формулы (2.95) и поэтому требует дополнительных действий.

4.1. Рассчитаем приближенную среднюю температуру $^{\circ}\text{C}$ стенки за время нагревания:

$$t_{\text{ср}} = \frac{t_{\text{в. max}} + t_{0\text{ср}}}{2},$$

где $t_{\text{в. max}}$ – максимальное значение температуры $t_{\text{в}}$, $^{\circ}\text{C}$ (таблица 2.12); $t_{0\text{ср}}$ – средняя начальная температура плиты, $^{\circ}\text{C}$.

Она равняется:

$$t_{0\text{ср}} = \frac{t_{\text{в}}(0) + t_{\text{х}}(0) + t_{\text{н}}(0)}{3},$$

где $t_{\text{в}}(0)$, $t_{\text{х}}(0)$, $t_{\text{н}}(0)$ – температуры соответствующих точек плиты в начальный момент времени $\tau = 0$ (первая строка таблицы 2.12), $^{\circ}\text{C}$.

4.2. Рассчитаем коэффициент температуропроводности $a_{\text{ср}}$, $\text{м}^2/\text{с}$ материала плиты при температуре $t_{\text{ср}}$ для заданного образца по данным таблицы 2.12.

$$a_{\text{ср}} = \frac{\lambda_{\text{ср}}}{\rho c_{\text{ср}}},$$

где все величины задаются в системе SI.

4.3. Опираясь на соотношение (2.94), рассчитываем интервал времени $\Delta \tau$, мин.:

$$\Delta\tau = \frac{1}{120} \cdot \frac{(\Delta x)^2}{a_{\text{ср}}},$$

где Δx и $a_{\text{ср}}$ задаются в системе SI.

5. Определяем моменты, мин., расчета температуры:

$$\tau_k = k \cdot \Delta\tau,$$

где $k = 0, 1, 2, \dots, 6$. Занесем их во второй столбец таблицы 2.12.

6. С помощью графика $t_{\text{в}}(\tau)$, построенного по значениям второго столбца таблицы 2.12, определяем температуры внутренней поверхности плиты в моменты времени τ_k при $k = 0, 1, 2, \dots, 6$. Этой одновременно температуры $t_{0,k} \Delta\tau$ расчетной схемы. Результаты заносим в третий столбец таблицы 2.12.

Таблица 2.12 – Результаты расчетов

k	τ_k , мин	Температуры в расчетных точках, °C					α_k , Вт/(м²·К)	λ_k , Вт/(м·К)
		$t_{0,k} \Delta\tau$	$t_{1,k} \Delta\tau$	$t_{2,k} \Delta\tau$	$t_{3,k} \Delta\tau$	$t_{4,k} \Delta\tau$		
0								
1								
2								
6								

7. Занесем в строке с $k = 0$ таблицы 2.12 начальные температуры $t_{n,0}$ в точках плиты с координатами $x = n\Delta x$, где $n = 0, 1, 2, 3, 4$ (рисунок 2.16).

Значения температур при $n = 0, 2, 4$ известные из опыта:

$$t_{0,0} = t_{\text{в}}(0), t_{2,0} = t_{\text{х}}(0), t_{4,0} = t_3(0),$$

где $t_{\text{в}}(0)$, $t_{\text{х}}(0)$ и $t_3(0)$ надо брать из первой строки ($\tau_k = 0$) таблицы 2.11. Значения температур при $n = 1$ и $n = 3$ зададим:

$$t_{1,0} = \frac{t_{\text{в}}(0) + t_{\text{х}}(0)}{2}; t_{3,0} = \frac{t_{\text{х}}(0) + t_3(0)}{2}.$$

Далее расчеты выполняются пошагово (сначала для $k = 1$, потом для $k = 2$ и т.д. к $k = 6$) по единой схеме с использованием

уравнений (2.93) и (2.95).

Уравнение (2.93) используется для внутренних точек плиты ($n=1, 2, 3$) и имеет вид:

$$t_{n,k,\Delta\tau} = \frac{t_{n-1,(k-1)\cdot\tau} + t_{n+1,(k-1)\cdot\Delta\tau}}{2}, \quad (2.96)$$

Уравнение (2.95) используется для внешней поверхности плиты ($n=4$, рисунок 2.16). Оно имеет вид:

$$t_{4,k,\Delta\tau} = \frac{\alpha_k \cdot t_n + \frac{\lambda_k}{\Delta x} \cdot t_{3,k,\Delta\tau}}{\alpha_k + \frac{\lambda_k}{\Delta x}}, \quad (2.97)$$

здесь λ_k и α_k – соответственно, коэффициент теплопроводности плиты для внешней поверхности и коэффициент теплоотдачи от плиты к воздуху в момент времени $\tau_k = k\Delta\tau$, то есть при температуре $t_{4,k,\Delta\tau}$

Без большой погрешности можно рассчитывать коэффициенты λ_k и α_k при температуре поверхности $t_{4,(k-1)\Delta\tau}$.

Расчетная формула коэффициента теплоотдачи Вт/(м²·К) зависит от разности температур между поверхностью плиты и воздухом:

при $(t_{4,(k-1)\Delta\tau} - t_{\text{п}}) < 60$ °С,

$$\alpha_k = 4,07 \cdot \sqrt[3]{t_{4,(k-1)\Delta\tau} - t_{\text{п}}}, \quad (2.98)$$

при $(t_{4,(k-1)\Delta\tau} - t_{\text{п}}) > 60$ °С,

$$\alpha_k = 11,63 \cdot \exp(0,0023 \cdot t_{4,(k-1)\Delta\tau}). \quad (2.99)$$

Ниже изложен порядок расчета температур на фиксированном шаге, то есть при $k > 0$.

8. По формуле (2.96) рассчитываются температуры во внутренних точках плиты: $t_{1,k,\Delta\tau}$, $t_{2,k,\Delta\tau}$, $t_{3,k,\Delta\tau}$. Все результаты нужно занести в соответствующие клетки k -го строке таблицы 2.12.

9. Рассчитывается $t_{4,k,\Delta\tau}$ – температура на внешней поверхности плиты.

Для этого:

9.1. По формуле (2.81) из таблицы 2.12 определяется коэффи-

циент теплопроводности.

9.2. По формулам (2.98) или (2.99) определяется коэффициент теплоотдачи.

9.3. По формуле (2.97) рассчитывается температура $t_{4,k \cdot \Delta\tau}$.

10. Делается переход к следующему k , для которого повторяются пункты 8 – 10 к достижению максимального значения k (в нашем случае к $k = 6$).

11. Сравниваются экспериментальные и расчетные результаты. Для этого на втором миллиметровом листе строятся такие графики:

11.1. По результатам 4-го столбца таблицы 2.11 – зависимость t_x от времени τ ;

11.2. По результатам 5-го столбца таблицы 2.12 – зависимость $t_{2,k \cdot \Delta\tau}$ от времени $\tau = k \cdot \Delta\tau$;

11.3. По результатам 5-го столбца таблицы 2.11 – зависимость t_3 от времени τ ;

11.4. По результатам 7-го столбца таблицы 2.11 – зависимость $t_{4,k \cdot \Delta\tau}$ от времени $\tau = k \cdot \Delta\tau$.

12. Сравниваются графики пунктов 11.1. с 11.2. и 11.3. с 11.4. Делаются объяснения возможных причин расхождения.

Вопросы для самоконтроля

1. Нестационарная теплопроводность: процесс, уравнения, коэффициент температуропроводности.

2. Уравнения нестационарной теплопроводности: условия однозначности.

3. Уравнения нестационарной теплопроводности: граничные условия 1-го рода.

4. Уравнения нестационарной теплопроводности: граничные условия 2-го рода.

5. Уравнения нестационарной теплопроводности: граничные условия 3-го рода.

6. Основные идеи метода конечных разностей.

7. Описание лабораторной установки.

8. Методика обработки результатов измерений.

РАЗДЕЛ 3 МАССООБМЕННЫЕ ПРОЦЕССЫ

ЛАБОРАТОРНАЯ РАБОТА 3.1

ФИЗИЧЕСКАЯ МОДЕЛЬ УКРЕПЛЯЮЩЕЙ ЧАСТИ НЕПРЕРЫВНОДЕЙСТВУЮЩЕЙ РЕКТИФИКАЦИОННОЙ КОЛОННЫ

Цель работы – ознакомление с работой и расчетом укрепляющей части непрерывнодействующей ректификационной колонны для разделения гомогенной смеси этиловый спирт – вода.

Основные теоретические сведения

Процесс ректификации имеет большое значение в химической технологии. Например, достаточно указать на разделение природных углеводов, нефти и синтетических углеводов для получения моторных топлив, на выделение индивидуальных газов из их смесей путем предварительного ожижения и последующей ректификации жидкой смеси.

Разделение смеси на чистые компоненты можно осуществлять путем многократного чередования процессов испарения и конденсации. При этом целесообразно использовать теплоту, выделяющуюся во время конденсации, для испарения полученной порции дистиллята. Такой сложный процесс многократного чередования испарения жидкой фазы и паровой конденсации осуществляется на практике в одном аппарате, представляющем собой вертикальную колонну, снабженную внутри различными устройствами для обеспечения максимальной поверхности контакта жидкой и паровой фаз.

Жидкость, стекая сверху вниз, соприкасается с поднимающимися вверх парами, причем температура жидкости ниже температуры паров, а составы фаз не совпадают с условием равновесия. Следовательно, при каждом соприкосновении с жидкостью пары претерпевают частичную конденсацию, а за счет выделившейся теплоты жидкость частично испаряется. В результате этого пары, поднимаясь вверх, непрерывно обогащаются низкокипящим (легколетучим), а жидкость, опускаясь вниз, – высококипящим компонентами. Этим методом, называемым ректификацией, исходные жидкие смеси могут быть разделены на практически чистые ком-

поненты.

Описание лабораторной установки

Лабораторная установка (рис. 3.1) состоит из колонны 9, парогенератора 16, дефлегматора 10, силового шкафа 11, контрольно – измерительного пульта 12, расходомеров 13 – 15, а также системы трубопроводов и вентилей, с помощью которых осуществляются запуск и ввод колонны в режим.

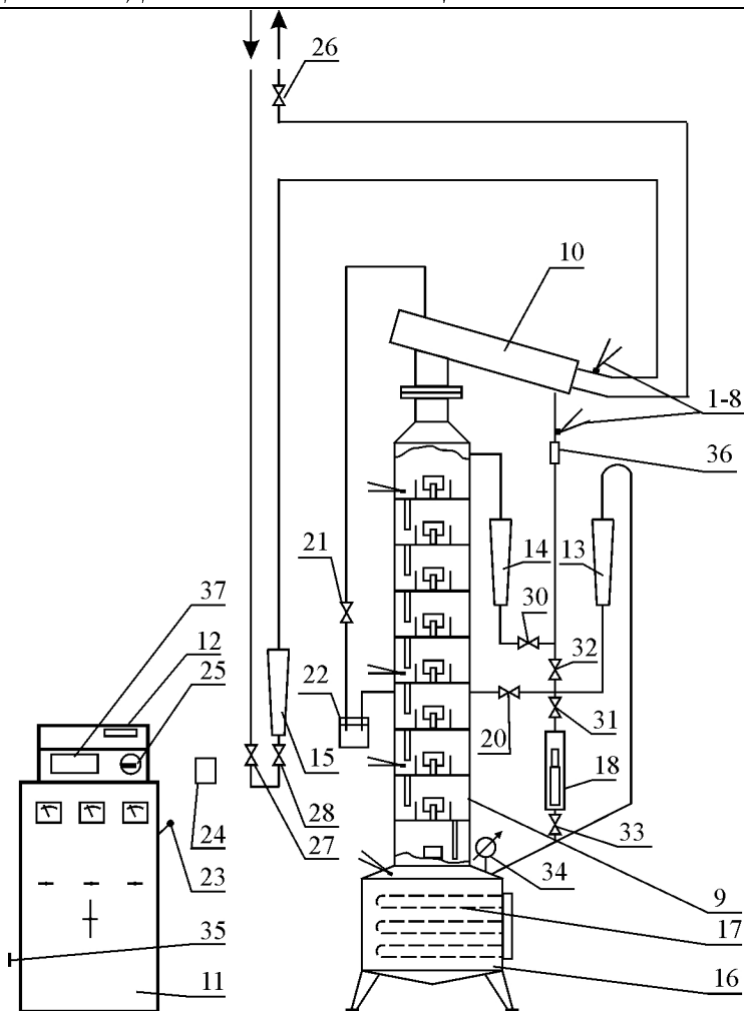


Рисунок 3.1. – Схема лабораторной установки

Колонна имеет внутренний диаметр 150 мм, общую высоту 2800 мм, по высоте колонны смонтированы девять тарелок с капсультными колпачками и сливными устройствами. Расстояние между тарелками 200 мм.

Парогенератор емкостью 0,13 м³ снабжен тремя электронагревателями (ТЭН).

Дефлегматор, предназначенный для полной конденсации паров, выходящих из колонны, конструктивно выполнен как четырехходовой кожухотрубный теплообменник, по межтрубному пространству которого идет пар, а по трубному – охлаждающая вода.

Пульт управления состоит из силового шкафа с трансформатором для регулирования нагрузки на ТЭН, выключателей 1 – 3 и пакетных выключателей.

Контрольно-измерительный пульт включает три амперметра, цифровой вольтамперметр ВК 2 – 20, позиционный переключатель термопар, а термопары ХК (1 – 8), которые смонтированы непосредственно на установке.

В установке предусмотрена возможность измерения плотности дистиллята в измерительной ячейке 18 ареометром.

В колонне производится разделение смеси этиловый спирт – вода. Исходная смесь заливается в парогенератор, где нагревается до температуры кипения. Образующиеся пары поднимаются вверх по колонне, и после взаимодействия на каждой тарелке с флегмой, обогащенные легколетучим компонентом, поступают в дефлегматор. Пары полностью конденсируются в дефлегматоре, одна часть образовавшегося конденсата подается на верхнюю тарелку колонны в качестве флегмы, а другая часть отводится в парогенератор.

Методика проведения работы

К работе приступают только с разрешения преподавателя.

1. Полностью открыть вентиль 26 выхода воды из дефлегматора.
2. Полностью открыть вентили 27 и 28 подачи охлаждающей воды в дефлегматоры.
3. Включить автомат 24.
4. Включить рубильник 23 силового шкафа II.
5. Включить три тумблера "Нагрузка" 1 – 3 на силовом шкафу 11 и регулятором 35 установить нагрузку на третий ТЭН 15 А.
6. Включить тумблер 19 "Освещение смотрового окна" на силовом шкафу 11.
7. Включить цифровой вольтамперметр ВК 2 – 20 12 и переключатель термопар 25 установить в положение I.
8. Закрыть вентиль 33.
9. Открыть вентили 31, 32, пробковый кран 20 для удаления воздуха из дефлегматора.
10. Разогрев колонны контролировать, установив переключатель

термопар 25 в положение 5. В момент возрастания ЭДС в точке 5 снизить нагрузку на третий ТЭН до 10 А. Колонна полностью прогрета и момент появления дистиллята в контрольной трубке 36 после дефлегматора.

11. При появлении дистиллята в контрольной трубке 36 закрыть вентиль 32, пробковый кран 20, и открыть пробковый кран 21.
12. При попадании в измерительную ячейку дистиллята слить его, открыв вентиль 33, после чего закрыть вентиль 33.
13. Установить вентилем 28 расход воды в дефлегматор (по указанию преподавателя), используя градуировочную кривую, и данные записать в табл. 3.1.

Таблица 3.1 – Экспериментальные данные

Параметры	Показания приборов	Значения величин
1. Температура в кубе колонны t_1 , °C		
2. Температура дистиллята t_p , °C		
3. Конечная температура охлаждающей воды $t_{вк}$, °C		
4. Начальная температура охлаждающей воды $t_{вн}$, °C		
5. Расход дистиллята P , кг/с		
6. Расход флегмы Φ , кг/с		
7. Расход охлаждающей воды G_b , кг/с		
8. Плотность дистиллята ρ_p , кг/м ³		

14. Установить с помощью вентиля 30 и 31 соответствующие расходы флегмы и дистиллята (по указанию преподавателя), используя градуировочную кривую.
15. Колонна работает в стационарном режиме, если показания всех термопар установки (1 – 8) не меняются. Контроль осуществ-

- лять, если переключатель термопар находится в положении 8.
16. По значениям ЭДС, показываемым цифровым вольтамперметром 12, найти соответствующие температуры t , с учетом поправки на температуру холодного спая термопар. Данные записать в табл. 3.1.
 17. Измерить плотность дистиллята в ячейке 18, для чего открыть вентиль 32, пробковый кран 20. После замера открыть вентиль 33 и слить дистиллят в парогенератор. Записать плотность дистиллята в табл. 3.1.
 18. Выключить тумблеры "Нагрузка" 1 – 3.
 19. Выключить цифровой вольтамперметр 12.
 20. Выключить тумблер 19 «Освещение смотрового окна».
 21. Выключить тумблер 23.
 22. Выключить автомат 24.
 23. Через 30 минут закрыть вентили 27 и 28.
 24. Контролировать по манометру 34 давление в парогенераторе. При повышении давления (нормальное показание манометра – 0) открыть вентиль 32 и пробковый кран 20. Если это не приводит к желаемому результату, сразу же выключить электропитание установки – автомат 24. Также следить за показанием расходомера 15 подачи воды в дефлегматор. В случае ее прекращения немедленно выключить электропитание колонны с помощью автомата 24.

Обработка опытных данных

1. По данным, приведенным в табл. П15, построить для смеси этиловый спирт – вода кривую равновесия в координатах $y-x$ (рис.3.2).
2. По данным, приведенным в табл. П15, построить $t-y-x$ диаграмму (рис.3.3)
3. Найти концентрацию низкокипящего компонента в дистилляте x_p мол. доля, по плотности дистиллята ρ при температуре t_p (табл. П14). Температуру дистиллята t_p принять равной температуре t_B , которая определена по значению ЭДС, показываемому цифровым вольтамперметром при положении переключателя термопар в позиции 8. Концентрация низкокипящего компонента в паре, выходящем из колонны, равна его концентрации в

дистилляте, т.е. $x_P = y_P$.

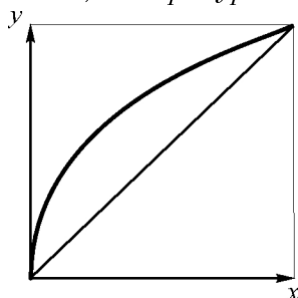


Рисунок 3.2 – Кривая равновесия

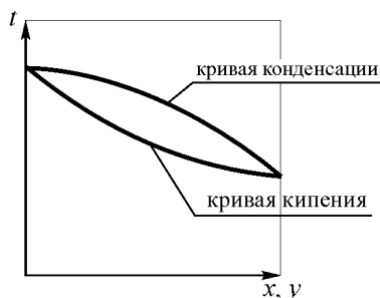


Рисунок 3.3 – Кривая кипения конденсации

Для нахождения x_P , осуществить линейную интерполяцию, предварительно определив, в какой промежуток попадает замеренное значение плотности дистиллята ρ при температуре t_p (прил. П20).

$$\Delta x_P = (\rho_{P6} - \rho) \cdot \frac{x_{P1} - x_{P2}}{\rho_{P6} - \rho_{PМ}}, \quad (3.1)$$

где ρ_{P6} – значение плотности дистиллята при температуре t_p , большее ρ ; $\rho_{PМ}$ – значение плотности дистиллята при температуре t_p , меньшее ρ ; x_{P1} и x_{P2} – мольная концентрация низкокипящего компонента в дистилляте соответственно $\rho_{PМ}$ и ρ_{P6} .

$$x_P = x_{P2} + \Delta x_P. \quad (3.2)$$

Состав дистиллята можно определить графически, используя рисунок приложения П10. Для этого по известному значению температуры дистиллята $t_p = \text{const}$ строится вспомогательный график $\rho = f(\bar{x})$. По заданному значению ρ_P находится значение $\bar{x}$ (рис. 3.4).

4. По диаграмме $t-x-y$ при температуре исходной смеси в парогенераторе t_1 определить концентрацию низкокипящего компонента в жидкой смеси x_F (рис. 3.5).

$$R_{\min} = \frac{x_P - y_F^*}{y_F^* - x_F} \quad (3.3)$$

где x_P – концентрация низкокипящего компонента в дистилляте, мол. доля; x_F – концентрация низкокипящего компонента в смеси, находящейся в парогенераторе, мол. доля; y_F^* – концентрация низкокипящего компонента в парах, равновесных с жидкостью, находящейся в парогенераторе, мол. доля; (y_F^* определить по диаграмме равновесия $y-x$ по x_F (рис.3.5)).

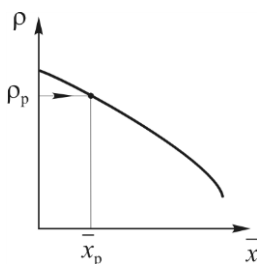


Рисунок 3.4 – К определению состава дистиллята

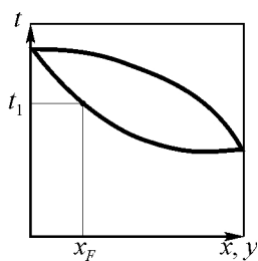


Рисунок 3.5 – Концентрация НК в исходной смеси

5. Вычислить действительное флегмовое число

$$R = \frac{\Phi}{P}, \quad (3.4)$$

где Φ – количество флегмы, л/ч; P – количество дистиллята, л/ч.

Количество флегмы и дистиллята найти по показаниям расходомеров 12 и 14, пользуясь градуировочной кривой (рис. 3.6).

6. Найти коэффициент избытка флегмы по формуле

$$\beta = \frac{R}{R_{\min}} \quad (3.5)$$

7. На диаграмме $y-x$ построить рабочую линию укрепляющей части ректификационной колонны непрерывного действия (рис.3.7).

Уравнение рабочей линии укрепляющей части ректификационной колонны непрерывного действия имеет вид

$$y = \frac{R}{R+1}x + \frac{x_P}{R+1}, \quad (3.6)$$

где y – мольная доля низкокипящего компонента в паре, входящем снизу на тарелку; x – мольная доля низкокипящего компонента в жидкости, стекающей с этой тарелки.

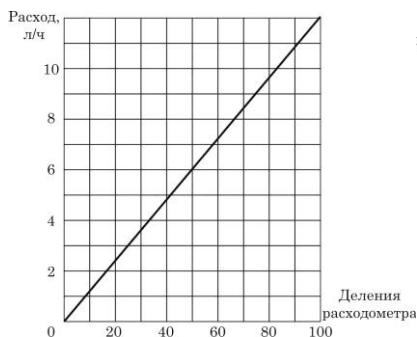


Рисунок 3.6 – Градуировочная кривая для определения расхода этилового спирта

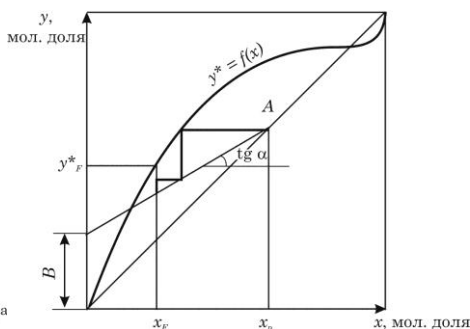


Рисунок 3.7 – Рабочие построения

В уравнении (3.6) $\frac{R}{R+1} = \text{tg } \alpha$ – тангенс угла наклона рабочей

линии к оси абсцисс, $\frac{x_P}{R+1} = B$ – отрезок, отсекаемый рабочей линией на оси ординат диаграммы $y-x$. Для построения рабочей линии вычислить отрезок $B = \frac{x_P}{R+1}$, отложить его от начала оси ординат, соединить конец отрезка B с точкой A на диагонали диаграммы, соответствующей x_P .

8. Определить графическим путем по диаграмме $y-x$ число ступеней изменения концентрации (теоретических тарелок) n_c в укрепляющей части ректификационной колонны, проведя горизонтальную линию из точки A до пересечения с линией равновесия, а затем вертикальную линию вниз до рабочей линии. Указанные построения выполняют до пересечения с вертикалью, проведенной из $x_F = \text{const}$ (рис.3.7).

9. Вычислить КПД тарелок

$$\eta = \frac{n_c}{n} \quad (3.7)$$

где n – число действительных тарелок в колонне (для укрепляющей части колонны $n = 9$).

10. Найти количество паров, кг/с, поднимающихся по колонне

$$G = G_P(R+1), \quad (3.8)$$

где G_P – количество дистиллята, кг/с.

Количество дистиллята, кг/с

$$G_P = \frac{P \cdot 10^{-3} \cdot \rho}{3600}, \quad (3.9)$$

где ρ – плотность дистиллята, кг/м³.

11. На диаграмме $t-x-y$ по значению $y_P = x_P$ найти температуру пара t_n , выходящего из колонны (рис.3.8).

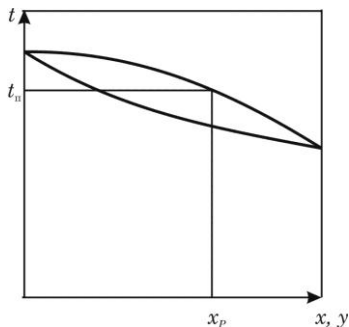


Рисунок 3.8 – Температура пара, выходящего из колонны

12. Найти удельную теплоемкость дистиллята, Дж/(кг·К), при температуре

$$t_{\text{ср.п}} = \frac{t_n + t_P}{2}$$

$$c_P = c_{\text{сп}} \cdot \bar{x}_P + c_{\text{в}}(1 - \bar{x}_P), \quad (3.10)$$

где $c_{\text{сп}}$ – удельная теплоемкость этилового спирта, Дж/(кг·К), при температуре дистиллята $t_{\text{ср.п}}$; $c_{\text{в}}$ – удельная теплоемкость воды, Дж/(кг·К), при температуре $t_{\text{ср.п}}$; $\bar{x}_P$ – концентрация дистиллята, масс. доля.

Удельные теплоемкости этилового спирта и воды найти по

рис. П4.

Массовую концентрацию дистиллята можно рассчитать по формуле

$$\bar{x}_P = \frac{x_P M_{\text{сп}}}{x_P M_{\text{сп}} + (1 - x_P) M_{\text{в}}}, \quad (3.11)$$

где $M_{\text{сп}}$ и $M_{\text{в}}$ – молекулярные массы этилового спирта и воды, соответственно, кг/кмоль ($M_{\text{сп}} = 46$).

13. Вычислить удельную теплоту парообразования смеси, Дж/кг,

$$r_{\text{см}} = r_{\text{сп}} \bar{y}_P + r_{\text{в}} (1 - \bar{y}_P), \quad (3.12)$$

где $r_{\text{сп}}$ и $r_{\text{в}}$ – удельные теплоты парообразования этилового спирта и воды соответственно, Дж/кг, найти при температуре пара $t_{\text{п}}$; $\bar{y}_P$ – концентрация низкокипящего компонента в паре, масс. доля, $\bar{y}_P = \bar{x}_P$.

14. Рассчитать тепловые потери в дефлегматоре $Q_{\text{пот}}$, пользуясь уравнением

$$Gr_{\text{см}} + Gc_P(t_{\text{п}} - t_P) = G_{\text{в}} C_{\text{в}}(t_{\text{нв}} - t_{\text{кв}}) + Q_{\text{пот}}, \quad (3.13)$$

где $G_{\text{в}}$ – расход охлаждающей воды в дефлегматоре, кг/с; $t_{\text{нв}}, t_{\text{кв}}$ – начальная и конечная температуры охлаждающей воды, °C (конечную температуру воды принять равной $t_{\text{в}}$).

Расход охлаждающей воды, кг/с:

$$G_{\text{в}} = \frac{10^{-3} V \rho_{\text{в}}}{3600}, \quad (3.14)$$

где V – расход охлаждающей воды в дефлегматоре, л/ч, найти по показанию расходомера 15, пользуясь градуировочной кривой (рис. 3.9); $\rho_{\text{в}}$ – плотность воды, кг/м³, при температуре,

$$t_{\text{ср.в}} = \frac{t_{\text{нв}} + t_{\text{кв}}}{2}. \quad (3.15)$$

Плотность воды найти в приложении табл. П5.

15. Вычислить коэффициент теплопередачи в дефлегматоре, Вт/(м² · К),

$$K = \frac{Q}{F \Delta t_{\text{ср}}} = \frac{Gr_{\text{см}} + Gc_P(t_{\text{п}} - t_P)}{F \Delta t_{\text{ср}}}, \quad (3.16)$$

где F – поверхность теплопередачи дефлегматора, $F = 0,15 \text{ м}^2$; $\Delta t_{\text{ср}}$ – средний температурный напор в дефлегматоре, °C.

Средний температурный напор для дефлегматора рассчитывается по схеме:

$$\Delta t_{\text{к1}} \left\{ \begin{array}{l} t_{\text{п}} \rightarrow t_{\text{р}} \\ t_{\text{кв}} \leftarrow t_{\text{нв}} \end{array} \right\} \Delta t_{\text{к2}}$$

и формулам (2.3) – (2.4).

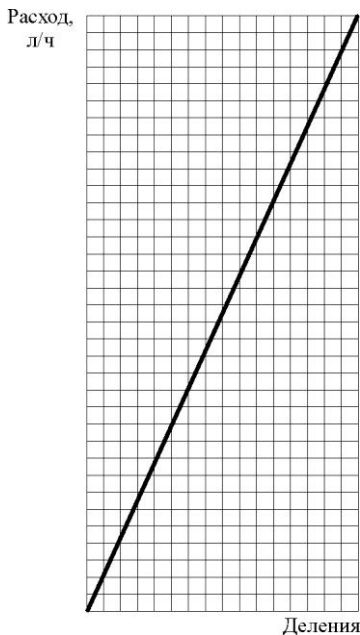


Рисунок 3.9 – Градуировочная кривая для определения расхода воды в дефлегматоре

Вопросы для самоконтроля

1. Что такое ректификация? Отличие ректификации от простой перегонки.
2. Уравнения материального баланса процесса ректификации.
3. Уравнения рабочих линий укрепляющей и исчерпывающей частей колонны.
4. Построение процесса ректификации в $y-x$ диаграмме.
5. Уравнения теплового баланса ректификационной колонны и дефлегматора.
6. Зависимость между флегмовым числом и размерами колонны.
7. Определение числа теоретических тарелок по $y-x$ диаграмме.
8. Минимальное и оптимальное флегмовое число.
9. Равновесие при ректификации и перегонке, закон Рауля.
10. Устройство ректификационной колонны.

ЛАБОРАТОРНАЯ РАБОТА 3.2 ПЕРИОДИЧЕСКАЯ РЕКТИФИКАЦИЯ

Цель работы – ознакомление с работой и расчетом ректификационной установки периодического действия для разделения гомогенной смеси этиловый спирт – вода.

Основные теоретические сведения

В производствах небольшого масштаба используются ректификационные установки периодического действия. Всю необходимую смесь загружают в куб колонны, снабженный нагревательным устройством. Смесь подогревается до кипения, и ее пары поступают под нижнюю тарелку ректификационной колонны. Поднимаясь по колонне, пары обогащаются низкокипящим компонентом (НК), которым обедняется стекающая вниз флегма, поступающая из дефлегматора на верхнюю тарелку. Пары из колонны направляются в дефлегматор, где они полностью или частично конденсируются. В случае полной конденсации жидкость разделяется с помощью делителя на флегму и дистиллят. Конечный продукт (дистиллят) охлаждают в холодильнике и направляют в сборник. После того, как достигнут заданный состав остатка в кубе, остаток сливают, загружают куб исходной смесью и операцию повторяют.

Сопоставляя периодически действующую колонну с ректификационной колонной непрерывного действия, можно заметить, что первая работает подобно верхней части непрерывно действующей колонны, как колонна для укрепления паров, а куб играет роль исчерпывающей части. При периодическом процессе ректификации в колонне происходит только укрепление паров, поэтому всей колонне соответствует одна рабочая линия.

Состав жидкости в кубе непрерывно изменяется: в начальный момент он равен составу исходной смеси x_F в конечный момент – составу кубового остатка x_W . В соответствии с этим необходимое число единиц переноса будет увеличиваться. В реальной колонне число единиц переноса неизменно, поэтому в ходе перегонки изменяется состав дистиллята.

Процессы периодической ректификации могут проводиться:

- а) при постоянном флегмовом числе ($R = \text{const}$);
- б) при постоянном составе дистиллята ($x_D = \text{const}$).

При периодической ректификации содержание НК в смеси, кипящей в кубе, уменьшается во времени. Поэтому при возврате постоянного количества флегмы в колонну, т.е. в случае работы при $R = \text{const}$, дистиллят также постепенно обедняется НК. В результате дистиллят получают в виде различных по составу фракций, отбираемых в отдельные сборники.

Проведение процесса с получением дистиллята постоянного (начального) состава $x_D = \text{const}$ возможно путем постоянного увеличения во времени количества возвращаемой в колонну флегмы или при работе с постепенно возрастающим флегмовым числом R .

В процессе периодической ректификации при $R = \text{const}$ концентрация НК в кубе постепенно уменьшается от x_F (в начальный момент) до x_W (в конечный момент), принимая во времени промежуточные значения x'_W , x''_W и т.д. При $R = \text{const}$ наклон рабочей линии, равный $R/(R+1)$, не зависит от концентрации, и поэтому рабочая линия смещается параллельно своему первоначальному положению. Однако при всех положениях рабочей линии число единиц переноса в колонне остается неизменным. В связи с этим изменяется во времени состав дистиллята: концентрация НК в нем снижается, принимая последовательно значения x_{Dn} (при составе x_F в кубе), x'_D , x''_D и т.д. вплоть до конечного значения x_{Dk} , соответствующего заданному составу остатка x_W .

При расчете процесса периодической ректификации (при $R = \text{const}$) флегмовое число и число единиц переноса находят обычным способом либо для начального момента ректификации (по заданным x_{Dn} и x_F), либо для ее конечного момента (по заданным x_{Dk} и x_W).

Описание лабораторной установки

Лабораторная ректификационная установка периодического действия, схема которой представлена на рисунке 3.10, состоит из насадочной ректификационной колонны 1, куба-испарителя 2, де-

флегматора 8, измерительной ячейки 7 с ареометром 6, сборника дистиллята 5.

Основным аппаратом является колонна 1 внутренним диаметром 50 мм, высотой 1016 мм. Снаружи колонна имеет электрообогреватель. В нижней части колонны располагается решетка, на которую засыпается насадка вначале крупная (на высоту 80–110 мм), представляющая собой отрезки спирали из нихромовой проволоки диаметром 0,5 мм. Вся остальная часть колонны заполняется аналогичной насадкой, но имеющей внутренний диаметр навивки спирали 3 мм. Куб 2 емкостью 2,25 л служит для загрузки исследуемой смеси. Соединение куба с колонной осуществляется при помощи накидной гайки. Снаружи куб обогревается электрической печью. Электрический подогреватель куба 3 имеет две самостоятельные секции обогрева (донную и боковую). Подъем и опускание печи производится при помощи подъемного устройства 4.

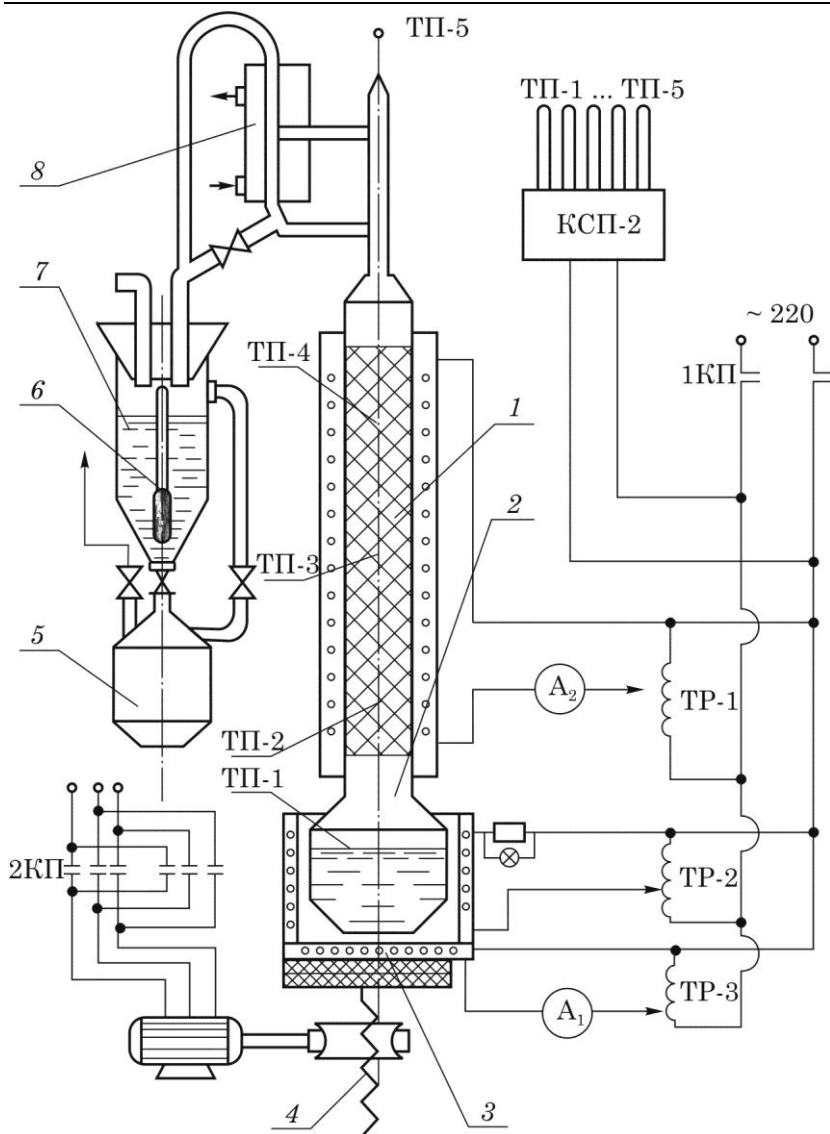


Рисунок 3.10 – Схема лабораторной установки

Дефлегматор 8 предназначен для полной конденсации паров, возврата части конденсата в колонну в виде флегмы для отбора

конденсата. Производится замер температур: в ректификационной колонне в трех точках (верх, середина, низ), в верхней части дефлегматора и в кубе колонны. Температура завернется при помощи термопар группы ХК.

Регулировка нагрева секции электропечи подогрева куба и ректификационной колонны осуществляется при помощи лабораторных автотрансформаторов.

Контроль за температурой нагрева ведется по показаниям электронного автоматического потенциометра КСП-2, регистрирующего температуры пяти точек: куба, низа, середины и верха колонны, температуру паров в верхней части дефлегматора.

В колонне производится разделение смеси этиловый спирт–вода. Исходная спиртово-водная смесь заливается в куб-испаритель 2, где подогревается до температуры кипения.

После того как смесь закипит, образующиеся пары начинают поступать в колонну 1, откуда направляются в дефлегматор 6 и конденсируются. Часть конденсата (флегма) стекает обратно в колонну, другая часть (дистиллят) направляется в измерительную ячейку 7, в которой ареометром 6 определяется плотность дистиллята, который затем поступает в сборник дистиллята 5. Колонна работает при постоянном флегмовом числе $R = 2$.

Методика проведения работы

К работе приступают только с разрешения преподавателя. Работу выполняют в такой последовательности:

1. Полностью открыть вентиль выхода воды из дефлегматора (красный вентиль).
 2. Открыть на пол оборота вентиль подачи охлаждающей воды в дефлегматор (голубой вентиль).
 3. Кнопкой 1 КП включить установку.
 4. Кнопкой 2 КП включить подъемник и поднять печь вверх до автоматического отключения подъемника.
 5. Трансформаторами ТР-2, ТР-3 отрегулировать обогрев дна стенки печи, установив показания ЛАТРов ~220 В.
- Ориентировочно процесс образования дистиллята начинается через час после включения установки.
6. Проверить положение крана на выходе из измерительной ячейки, который должен соединить перелив ячейки с приемником дистиллята.

7. С началом процесса ректификации через каждые 5 мин. фиксировать по ареометру плотность дистиллята в пределах от 820 кг/м^3 до 880 кг/м^3 .
 8. При достижении плотности дистиллята 880 кг/м^3 выключить обогрев печи, установив показания ЛАТРов на 0.
 9. Кнопкой 2 КП подъемника опустить печь куба вниз до автоматического отключения подъемника.
 10. Кнопкой 1 КП выключить установку.
 11. После прекращения процесса ректификации закрыть вентиль подачи воды в дефлегматор (голубой вентиль).
- При любых аварийных условиях немедленно выключить установку, нажав кнопку 1 КП.

Обработка экспериментальных данных

1. По данным, приведенным в табл. П15, построить диаграмму $x - y$, выражая концентрации в мольных долях.

2. Рассчитать тангенс угла наклона рабочей линии при $R = 2$. Определить графически число единиц переноса для начального момента процесса ректификации. Концентрации исходной смеси x_F и дистиллята $x_{Pн}$ найти по плотности исходной смеси и дистиллята (соответствующие данные приведены на рис. П9 или в табл. П14), замерив температуру исходной смеси и дистиллята по методике, описанной в лабораторной работе 3.1.

3. Для любого момента времени, процесса ректификации по измеренной концентрации дистиллята x'_P , x''_P , графически определить соответствующую концентрацию кубового остатка x'_W , x''_W и т.д., сохраняя неизменным число единиц переноса, найденное для начального момента процесса ректификации.

4. Строят диаграмму $x - y$, используя равновесные составы жидкости и пара системы, этиловый спирт–вода, следующим образом.

Принимая произвольные промежуточные значения концентраций x'_P , x''_P и т.д., проводят параллельно друг другу соответствующие им рабочие линии. Для каждого положения рабочей линии между ней и линией равновесия строят постоянное число ступеней, определенное ранее (например, для начального момента процесса), и таким образом находят концентрации кубовой жидко-

сти x'_W , x''_W , отвечающие x'_P , x''_P и т.д. (рис. 3.11).

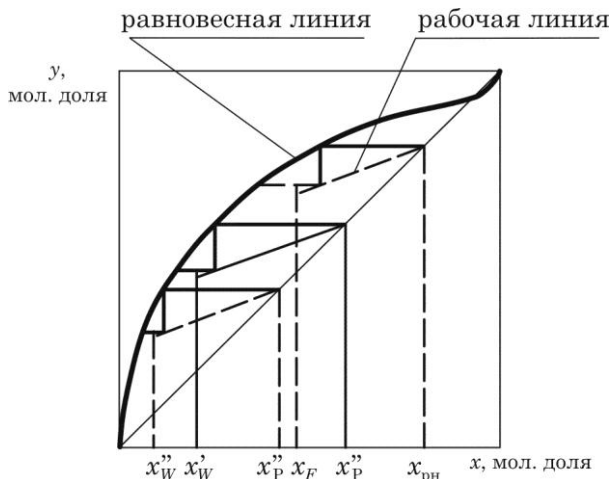


Рисунок 3.11 – Диаграмма процесса ректификации

5. Количество кубовой жидкости W , остающейся в кубе к концу процесса, рассчитывают по уравнению:

$$\ln \frac{F}{W} = \int_{\bar{x}_W}^{\bar{x}_F} \frac{d\bar{x}}{\bar{x}_P - \bar{x}_W},$$

где F – начальное количество исходной смеси в кубе, кг; W – количество кубового остатка в любой момент времени, кг; $\bar{x}_P$ – содержание низкоки-

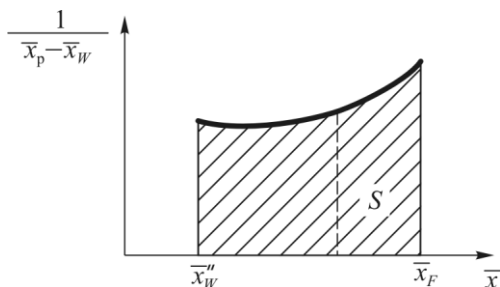


Рисунок 3.12 – К определению чис-
ла ступеней процесса

пящего компонента в ди-
стильате, масс. доля; $\bar{x}_W$ –
содержание низкокипящего
компонента в кубе в любой
момент времени, масс. доля
(в начальный момент вре-
мени $\bar{x}_W = \bar{x}_F$); $\bar{x}_F$ – со-
держание низкокипящего
жидкости (питании колон-
ны), масс. доля; $\bar{x}_W$ – со-
держание низкокипящего
компонента в кубовом

остатке в конечный момент времени, масс. доля.

Интеграл правой части этого уравнения определяют графически (рис. 3.12). Для этого по оси абсцисс откладывают значения $\bar{x}$, по оси ординат – соответствующее значение $1/(\bar{x}_P - x_W)$ и находят площадь, ограниченную кривой, осью $\bar{x}$ и вертикалями, проведенными через абсциссы $\bar{x}_W$ и $\bar{x}_F$. Эта площадь, выраженная в масштабе графика, равна искомому интегралу.

6. Определить средний состав дистиллята по уравнению

$$x_{P\text{ср}} = \frac{F \bar{x}_F - W \bar{x}_W}{P},$$

где $x_{P\text{ср}}$ – средняя концентрация низкокипящего компонента в дистилляте, масс. доля; P – количество дистиллята, кг.

7. Построить график зависимости $x_P = f(\tau)$.

Заполнить таблицу измеренных и рассчитанных величин (табл. 3.2).

Таблица 3.2 – Результаты испытания установки.

РАЗДЕЛ. 1. «ГИДРОМЕХАНИЧЕСКИЕ ПРОЦЕССЫ»

Величина, ее обозначение и размерность	Значение
Количество исходной смеси F , кг	
Концентрация низкокипящего компонента в исходной смеси x_F , мол. доля	
Концентрация низкокипящего компонента в исходной смеси $\bar{x}_F$, масс. доля	
Концентрация низкокипящего компонента в дистилляте в начальный момент процесса ректификации $x_{Pн}$, мол. доля	
Концентрация низкокипящего компонента в дистилляте x_P , мол. доля, в любой момент времени τ , с	$\tau' =$ $x'_P =$ $\tau'' =$ $x''_P =$
Концентрация низкокипящего компонента в кубовом остатке x_W , мол. доля, в любой момент времени τ , с	$\tau' =$ $x'_W =$ $\tau'' =$ $x''_W =$
Количество кубового остатка в конечный момент процесса W , кг	
Количество дистиллята P , кг	
Средняя концентрация дистиллята $\bar{x}_{Pcp}$, масс. доля	

Вопросы для самоконтроля

1. В чем заключается физическая сущность процесса ректификации?
2. Движущая сила процесса ректификации.
3. Уравнение рабочей линии при периодической ректификации.
4. Флегмовое число.
5. Изменение состава дистиллята при $R = \text{const}$.

6. Изменение флегмового числа при $x_p = \text{const}$.
7. Как изменить флегмовое число в рабочей колонне?
8. Как определяется состав кубового остатка при известном количестве ступеней изменения концентраций?
9. Каким образом рассчитывается количество кубового остатка?
10. Суть методики графического интегрирования.
11. Определение среднего состава дистиллята.
12. Назначение дефлегматора.
13. Сравнить роль колонны и куба в процессах периодической ректификации.
14. Применение периодической ректификации.
15. Материальный баланс периодической ректификации.
16. Тепловой баланс периодической ректификации.

ЛАБОРАТОРНАЯ РАБОТА 3.3 ИЗУЧЕНИЕ КИНЕТИКИ КОНВЕКТИВНОЙ СУШКИ

Цель работы – изучение кинетики процесса сушки, построение кинетических кривых и определение скорости в первом периоде сушки.

Основные теоретические сведения

Сушка – это процесс удаления влаги из твердых или пастообразных материалов путем ее испарения и отвода образующихся паров.

Процесс сушки является, с одной стороны, диффузионным процессом, так как переход влаги из материала в окружающую среду совершается посредством поверхностного испарения влаги и диффузии ее из внутренних слоев к поверхности материала, а с другой стороны – тепловым процессом, поскольку процесс массообмена (влагообмена) происходит при подводе тепла к этому материалу. Следовательно, по своей физической сущности сушка является сложным процессом тепло– и массообмена.

Методы сушки влажных материалов, используемые в промышленности, различаются главным образом способом подвода тепло–

ты и обусловлены физико-химическими свойствами этих материалов, а также формой их связи с влагой.

Наиболее широко распространены в химической технологии конвективный и контактный методы сушки.

Конвективный метод характеризуется непосредственным контактом высушиваемого материала с потоком нагретого газа (воздуха, топочных газов). Процесс протекает преимущественно при атмосферном давлении.

При контактной сушке тепло высушиваемому материалу передается от теплоносителя (обычно водяного пара) через разделяющую их стенку.

Значительно реже применяют радиационную сушку (инфракрасными лучами) для высушивания тонколистовых материалов и сублимационную сушку (сушку в замороженном состоянии при глубоком вакууме) для сушки очень термочувствительных материалов (плазма крови, некоторые медицинские препараты). В этом случае влага из предварительно замороженного материала переходит в парообразное состояние, минуя жидкое (сублимирует).

Физическая сущность процесса конвективной сушки сводится к удалению влаги из материала (процесс десорбции) за счет разности парциальных давлений паров над поверхностью материала p_m и в окружающей среде (в воздухе или газе) p_{π} . Сушка происходит при условии, что $p_m > p_{\pi}$, увлажнение (сорбция) при $p_m < p_{\pi}$.

В процессе сушки величина p_m уменьшается и приближается к пределу $p_m = p_{\pi}$. При этом наступает состояние динамического равновесия, которому соответствует предельная влажность материала, называемая равновесной влажностью w_p .

Механизм процесса сушки в значительной степени определяется формой связи влаги с материалом. Форма этой связи определяется затратой энергии на отрыв 1 моля влаги от абсолютно сухого вещества при определенном его влагосодержании.

По классификации П.А. Ребиндера различают химическую, физико-химическую и физико-механическую связь влаги с материалом.

Химически связанная влага наиболее прочно соединена с материалом и не может быть удалена при сушке.

В процессе сушки удаляется влага, связанная с материалом

физико-химически и механически. Наиболее легко удаляется механически связанная влага, которая подразделяется на влагу макрокапилляров и микрокапилляров. Влага макрокапилляров свободно удаляется не только сушкой, но и механическими способами.

Физико-химическая связь объединяет два вида влаги, отличающихся прочностью связи с материалом: адсорбционно и осмотически связанную влагу. Первая прочно удерживается на поверхности и в порах материала. Осмотически связанная влага, называемая также влагой набухания, находится внутри клеток материала и удерживается осмотическими силами. Присутствие этих видов влаги особенно характерно для коллоидных и полимерных материалов.

Реальные материалы, подвергаемые сушке, имеют, как правило, неоднородную пористую структуру, поэтому они редко укладываются в строгую классификацию по форме связи влаги. Поэтому применительно к процессу сушки влагу материала классифицируют в более широком смысле на свободную, испаряющуюся с поверхности влажного материала с той же скоростью, что и с поверхности воды и связанную, скорость испарения которой из материала меньше скорости испарения воды со свободной поверхности.

Процесс сушки протекает со скоростью, зависящей от формы связи влаги с материалом и механизма перемещения в нем влаги. Кинетика сушки характеризуется изменением во времени средней влажности материала, отнесенной к количеству абсолютно сухого материала, которое не меняется в процессе сушки.

Влажность, отнесенная к количеству абсолютно сухого материала, обозначается через w^c , кг влаги/кг абс. сух. и равна

$$w^c = \frac{W}{G_c}, \quad (3.17)$$

где W – количество влаги, содержащейся в материале, кг; G_c – количество абсолютно сухого материала, кг.

Влажность материала w^c может выражаться также в %.

Зависимость между влажностью материала w^c и временем t изображается кривой сушки (рис. 3.13), которая строится по данным эксперимента. Кривая сушки состоит из нескольких участков, соответствующих различным периодам сушки. Участок АВ – период подогрева материала. Он кратковременный. Влажность материала в этот период снижается незначительно. Температура по-

вышается от начальной (t_n) до температуры «мокрого» термометра (t_m). Температурой «мокрого» термометра называется температура, при которой воздух, охлаждаясь при постоянном теплосодержании, становится насыщенным. Участок ВС – период постоянной скорости сушки или периодом внешней диффузии (I период). В этот период происходит интенсивное поверхностное испарение свободной влаги по прямолинейному закону до достижения первой критической влажности $w_{кр1}^c$ (точка С). Температура высушиваемого материала не изменяется и равна температуре «мокрого» термометра. При этой температуре тепло, переходящее от воздуха к смоченной поверхности, полностью затрачивается на испарение жидкости.

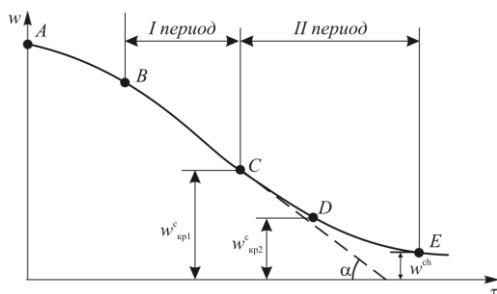


Рисунок а) – Кривая сушки

Рисунок 3.13

Движущей силой процесса сушки в I периоде является разность температур воздуха (t_b) и поверхности материала. Температура материала принимается равной температуре «мокрого» термометра. Разность между температурой воздуха (t_b) и температурой «мокрого» термометра (t_m) характеризует способность воздуха поглощать влагу из материала и называется потенциалом сушки (ε):

$$\varepsilon = (t_b - t_m). \quad (3.18)$$

Начиная с точки С, соответствующей критической влажности ($w_{кр1}^c$), протекает период падающей скорости сушки – участок СЕ (II период сушки). В этот период происходит испарение связанной

влаги, течение процесса сушки обуславливается диффузией влаги к поверхности испарения, т.е. внутренней молекулярной диффузией, скорость которой определяется структурой материала и его температурой, но мало зависит от внешних условий. Температура материала повышается и к концу II периода достигает температуры воздуха – t_v . Кривая СЕ состоит из двух участков различной кривизны – СД и ДЕ. Точка перегиба Д характеризует достижение равновесной влажности на поверхности материала (внутри материала влажность превышает равновесную) и соответствует второй критической влажности $w_{кр2}^c$. Начиная с этого момента и вплоть до установления равновесной влажности по всей толщине материала, скорость сушки определяется скоростью диффузии внутренней влаги из глубины материала к его поверхности. В конце II периода сушки влажность материала асимптотически приближается к равновесной. Достижение равновесной влажности w_p^c означает полное прекращение дальнейшего испарения влаги из материала. Кривая АВСДЕК называется кривой сушки.

Скорость сушки определяется уменьшением влажности материала dw^c за некоторый бесконечно малый промежуток времени $d\tau$, т.е. выражается отношением:

$$v = \frac{dw^c}{d\tau}. \quad (3.19)$$

Влажность материала w^c выражается в кг/кг (кг влаги на кг сухого материала). Поэтому скорость сушки выражается в s^{-1} или $ч^{-1}$, в зависимости от того, в каких единицах измеряется время сушки.

Перенос тепла в экспериментальной установке к высушиваемому образцу осуществляется тепловым излучением от внутренних стенок сушильного шкафа и естественной конвекцией от нагретого воздуха. Тепло, передаваемое образцу излучением $Q_{л}$ (Вт), определяется уравнением:

$$Q_{л} = C_1 F \Phi \left[\left(\frac{T_{ш}}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_{м}}{100} \right)^4 \right], \quad (3.20)$$

где C_1 – коэффициент лучеиспускания образца, Вт/(м²·К⁴), $C_1 = \varepsilon_1 C_q$; ε_1 – степень черноты поверхности образца (для кирпича

$\varepsilon_1 = 0,93$); C_q – коэффициент излучения абсолютно черного тела, $C_q = 5,7 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}^4)$; F – геометрическая поверхность образца, м^2 ; φ – угловой коэффициент, $\varphi = 1$; $T_{\text{ш}}$ – температура внутренней стенки сушильного шкафа, К ; $T_{\text{м}}$ – температура поверхности материала (мокрого термометра); $t_{\text{ш}}$ принимается равной $t_{\text{в}} + 5 \text{ }^\circ\text{C}$.

$$T_{\text{ш}} = 273 + t_{\text{в}} + 5 \text{ }^\circ\text{C}.$$

Теплоотдача при естественной конвекции для случая $10^3 < \text{Gr} \cdot \text{Pr} < 10^9$ выражается уравнением:

$$\text{Nu} = 0,76 (\text{Gr} \cdot \text{Pr})^{0,25}. \quad (3.21)$$

Определяющая температура – температура воздуха $t_{\text{в}}$, определяющий размер – эквивалентный диаметр.

$$d_{\text{экв}} = \sqrt[3]{\frac{6V}{\pi}}, \text{ м} \quad (3.22)$$

где V – объем образца, м^3 .

Критерии Грасгофа (Gr) и Прандля (Pr) рассчитываются по уравнениям:

$$\text{Gr} = \frac{g d_{\text{экв}}^3 \rho^2 \beta \Delta t}{\mu^2}, \quad (3.23)$$

$$\text{Pr} = \frac{c_p \mu}{\lambda}, \quad (3.24)$$

где ρ , c_p , μ , λ – плотность, теплоемкость, вязкость и теплопроводность воздуха при определяющей температуре ($t_{\text{в}}$) в системе СИ; β – коэффициент объемного расширения воздуха, (К^{-1}).

$$\Delta t = t_{\text{в}} - t_{\text{м}}.$$

Величину ($\beta \Delta t$) находим по уравнению:

$$\beta \Delta t = \frac{\rho_{\text{м}} - \rho_{\text{в}}}{\rho_{\text{м}}}, \quad (3.25)$$

где $\rho_{\text{м}}$ – плотность влажного воздуха при температуре «мокрого» термометра ($t_{\text{м}}$), $\text{кг}/\text{м}^3$; $\rho_{\text{в}}$ – плотность влажного воздуха при температуре воздуха ($t_{\text{в}}$), $\text{кг}/\text{м}^3$.

$$\rho_{\text{м}} = \frac{\Pi - 0,378 p_{\text{пм}}}{RT_{\text{м}}}; \quad (3.26)$$

$$\rho_{\text{в}} = \frac{\Pi - 0,378 p_{\text{пв}}}{RT_{\text{в}}}, \quad (3.27)$$

где Π – общее давление паровоздушной смеси, Па ($\Pi=9,8 \cdot 10^4$ Па); $p_{\text{пм}}$ – парциальное давление водяных паров при температуре «мокрого» термометра ($t_{\text{м}}$), Па; $p_{\text{пв}}$ – парциальное давление водяных паров при температуре воздуха ($t_{\text{в}}$), Па; R – газовая постоянная для воздуха, $R = 287$ Дж/(кг·К); $T_{\text{м}}$, $T_{\text{в}}$ – температуры «мокрого» термометра и воздуха, К.

Тепло, передаваемое образцу конвекцией $Q_{\text{к}}$ определяется по уравнению теплоотдачи, Вт:

$$Q_{\text{к}} = \alpha F(t_{\text{в}} - t_{\text{м}}), \quad (3.28)$$

$$\alpha = \text{Nu} \frac{d_{\text{экв}}}{\lambda}, \quad (3.29)$$

где α – коэффициент теплоотдачи от воздуха к поверхности образца, Вт/(м²·К); F – геометрическая поверхность образца, м²; $t_{\text{в}}$ – температура воздуха, °С; $t_{\text{м}}$ – температура «мокрого» термометра, °С; λ – коэффициент теплопроводности воздуха, Вт/(м·К).

Сделаем допущение, что все тепло, передаваемое образцу в I периоде сушки, затрачивается на испарение влаги. Тогда уравнение теплового баланса имеет вид:

$$Q = Q_{\text{л}} + Q_{\text{к}} = W_{\text{т}} r, \quad (3.30)$$

где $Q_{\text{л}}$ – тепло, передаваемое образцу излучением, Вт; $Q_{\text{к}}$ – тепло передаваемое образцу конвекцией, Вт; $W_{\text{т}}$ – количество испаренной влаги за счет подведенного тепла $Q = Q_{\text{л}} + Q_{\text{к}}$, кг/с; r – теплота парообразования воды, Дж/кг (находится по температуре «мокрого» термометра (рис. П8).

Тогда масса испарившейся в I периоде сушки влаги, кг/с:

$$W_{\text{т}} = \frac{Q}{r}. \quad (3.31)$$

Теоретическая скорость сушки в I период на основе теплоотдачи, с⁻¹:

$$v_{\text{гт}} = \frac{dw^c}{d\tau} = \frac{W_{\text{т}}}{G_{\text{с}}}, \quad (3.32)$$

где $G_{\text{с}}$ – масса высушенного материала (из эксперимента), кг.

Процесс испарения влаги с поверхности материала и диффузия образующегося пара через пограничный слой воздуха в окружающую среду, обусловлен движущей силой, равной разности влагосодержаний насыщенного воздуха $x_{\text{нас}}$ (в поверхностном слое) и ненасыщенного $x_{\text{в}}$ (в ядре воздушного потока). Поэтому количество испаренной влаги $W_{\text{м}}$ можно найти также из уравнения массоотдачи:

$$W_{\text{м}} = \beta F (x_{\text{нас}} - x_{\text{в}}), \quad (3.33)$$

где $W_{\text{м}}$ – масса испаренной влаги вследствие массообмена, кг/с; β – коэффициент массоотдачи в газовой фазе, кг/((м²·с·кг)/кг); F – площадь поверхности испарения, м²; $x_{\text{нас}}$ – влагосодержание насыщенного воздуха, кг/кг; $x_{\text{в}}$ – влагосодержание ненасыщенного воздуха, кг/кг.

Поскольку испарение влаги в сушильном шкафу осуществляется в большой объем воздуха, то можно считать, что влагосодержание воздуха при сушке не меняется, т.е. $x_{\text{в}} = x_0$.

Коэффициент массоотдачи можно определить, используя отношение коэффициентов теплоотдачи α и массоотдачи β , выражающее аналогию между теплоотдачей и массоотдачей:

$$\frac{\alpha}{\beta} = \text{ср} \left(\frac{\text{Pr}'}{\text{Pr}} \right)^{2/3}, \quad (3.34)$$

где $\text{Pr}' = \frac{\mu}{\rho D}$ – диффузионный критерий Прандтля; c_p , ρ , μ – теплоемкость, плотность и вязкость воздуха определяются при температуре «мокрого» термометра; $D = D_0 (T_{\text{м}}/T_0)^{3/2}$ – коэффициент диффузии водяного пара в воздухе при $T_{\text{м}}$, м²/с; D_0 – коэффициент диффузии водяного пара в воздухе при 0°С и 760 мм.рт.ст. $D_0 = 21,9 \cdot 10^{-6}$ м²/с; $\text{Pr} = c_p \mu / \lambda$ – тепловой критерий Прандтля.

Значение коэффициента массоотдачи β_x пересчитываем в требуемую для расчета размерность, кг/(м²·с), по уравнению:

$$\beta'_x = \rho \beta_x. \quad (3.35)$$

Теоретическая скорость сушки, с^{-1} , на основе массоотдачи:

$$v_{\text{тм}} = \frac{W_{\text{м}}}{G_{\text{с}}}. \quad (3.36)$$

Экспериментальное значение скорости сушки $v_{\text{э}}$ определяется графически из функциональной зависимости сушки от влажности материала $\frac{dw^c}{d\tau} = f(w^c)$.

Данные о скорости сушки, полученные с помощью кривых сушки, изображаются в виде кривых скорости сушки, которые строят в координатах скорость сушки–влажность материала. На рис. 3.13, б показана кривая скорости сушки, соответствующая кривой сушки на рис.3.13, а. Отрезок АВ – подогрев высушиваемого материала от начальной температуры $t_{\text{н}}$ до температуры «мокрого» термометра, горизонтальный отрезок ВС отвечает периоду постоянной скорости (I период), а отрезок СЕ – периоду падающей скорости (II период). Вид кривых скорости сушки во втором периоде весьма разнообразен, он зависит от структуры материала. Точка перегиба Д, соответствующая $w_{\text{кр2}}^c$, может быть выражена нечетко или отсутствовать совсем.

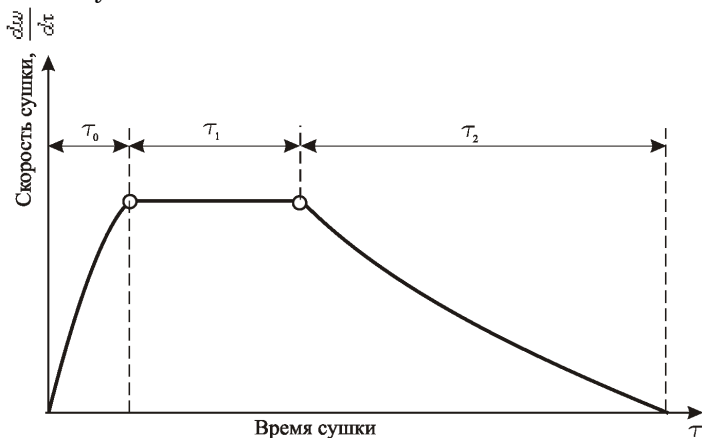


Рисунок 3.13

Рисунок б) – Кривая скорости сушки

Описание лабораторной установки

Установка для изучения кинетики процесса сушки материалов (рис. 3.14) состоит из сушильного электрического шкафа 1, на котором смонтирована подставка 6. На подставке закреплены технические весы 5 и цифровой вольтметр 4, работающий в режиме измерения температур термометром сопротивления.

Посредством металлической нити чашка левого коромысла весов помещена в объем сушильного шкафа сквозь отверстие в верхней части. В объеме сушильного шкафа находится еще одна чашка, над которой расположен термометр сопротивления.

Методика проведения работы

Изучение кинетики процесса сушки проводится путем определения потери веса увлажненного образца высушиваемого материала и измерения его температуры с течением времени при постоянной температуре сушильного агента.

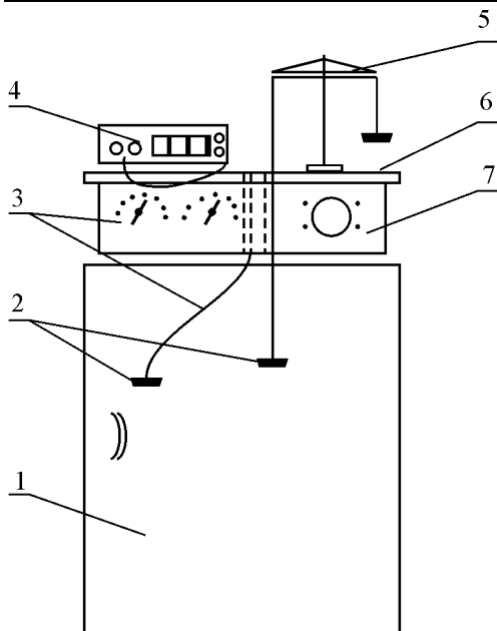


Рисунок 3.14 – Установка для изучения процесса сушки материалов
 1 – сушильный шкаф со стеклянной внутренней дверцей; 2 – высушиваемый материал; 3 – шнур термометра сопротивления; 4 – цифровой вольтметр;
 5 – технические весы; 6 – подставка; 7 – приборная панель сушильного шкафа

Для этого следует произвести следующее:

1. Подготовить сушильный шкаф к работе – включить его и довести температуру в его объеме до $90 \div 100$ °С. Заданный постоянный температурный режим работы сушильного шкафа обеспечивается регуляторами температуры, ручки которых выведены на приборную панель.
2. Включить в сеть вольтметр и установить тумблер на приборе в положение «°С».
3. По указанию преподавателя подготовить высушиваемый материал к исследованию в двух образцах (порциях).
4. Одну часть высушиваемого материала поместить на чашку весов, находящуюся в шкафу и быстро произвести её точное взвешивание.

вание. Одновременно вторую равную часть высушиваемого материала поместить на другую чашку, находящуюся в шкафу, на образец установить термометр сопротивления. Сразу же на цифровой индикации вольтметра величина температуры начинает резко падать, затем снова начинает расти. За начальную температуру высушиваемого материала принять последнее значение температуры перед ее повышением.

5. Через равные промежутки времени (указанные преподавателем) проводить взвешивание высушиваемого материала и измерение его температуры (одновременно). Исследуемый материал сушить до постоянного веса, т.е. до равных значений веса материала двух последних взвешиваний.
6. Выключить шкаф и обесточить вольтметр.
7. Экспериментальные данные занести в таблицу 3.3 и приступить к обработке опытных данных.

Обработка опытных данных

1. По изменению массы образцов рассчитать влажность материала в каждый момент времени, кг вл/кг сух:

$$w_i^c = \frac{W_i}{G_c} = \frac{G_i - G_c}{G_c}, \quad (3.37)$$

где $i = 1, 2, 3 \dots k$ порядковый номер взвешивания; W_i – масса удаленной влаги в i -й момент времени, кг; G_i – масса влажного в i -й момент времени, кг; G_c – масса высушенного материала, кг.

Данные расчета внести в таблицу 3.3.

Таблица 3.3 – Экспериментальные данные

№	Текущее время τ , с	Интервал времени $\Delta\tau$, с	Вес высушиваемого материала G_i , кг	Содержание влаги в материале $W_i = G_i - G_c$, кг	Влажность материала на сухое вещество $w_c = W_i/G_c$, кг вл./кг сух.

2. По данным таблицы 3.3 построить кривую сушки $w^c = f(\tau)$ (рис. 3.15).

3. По данным графика функции $w^c = f(\tau)$ построить кривую скорости сушки $v = f(\tau)$ методом графического дифференцирования.

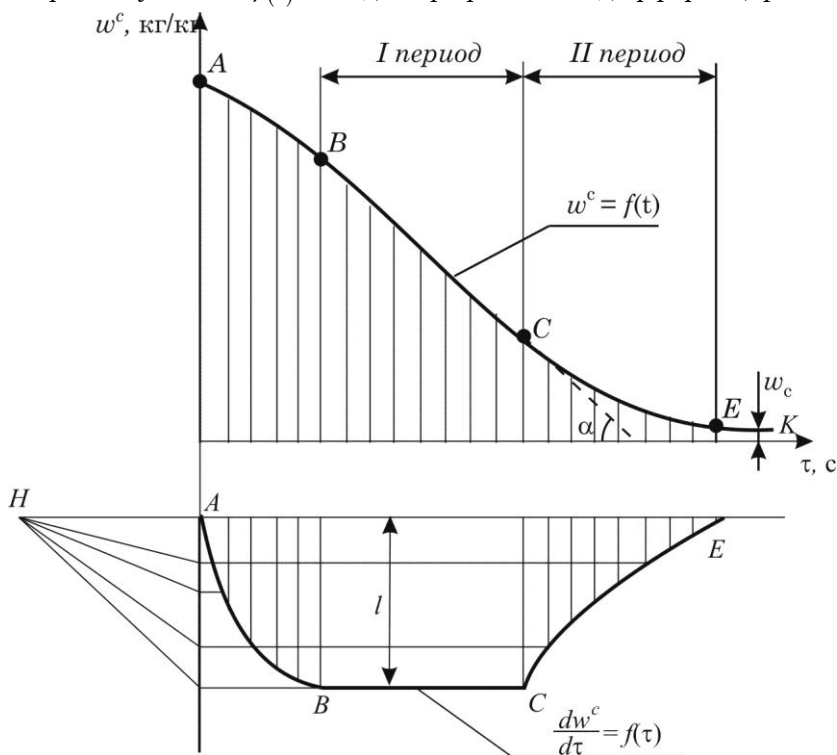


Рисунок 3.15 – Построение графика скорости сушки методом графического дифференцирования

Для этого необходимо:

- кривую сушки разбить на участки с интервалом 2–5 мин и на них кривую заменить ломаной линией;
- нанести оси координат кривой скорости сушки на тот же рис. 3.15 под графиком $w^c = f(\tau)$ как зеркальное отображение его осей;
- выбрать произвольный полюс Н, отстоящий на некотором расстоянии (3–4 см) от начала координат кривой скорости сушки;
- из полюса Н последовательно провести линии, параллельные

участкам ломанной линии (А–1; 1–2; 2–3 и т.д.) до пересечения с осью ординат (точки 1, 2, 3 и т. д.).

- из точек 1, 2, 3 и т. д. провести линии параллельные оси абсцисс до пересечения с соответствующей вертикалью участка ломанной линии. За точку кривой скорости сушки принять середину отрезка, соединяющего ось ординат и соответствующую вертикаль. Полученные точки соединить.

4. С помощью полученной кривой скорости сушки $v = f(\tau)$ определить скорость I периода сушки v_3 , как произведение геометрического отрезка l на масштаб скорости M_v .

$$v_3 = lM_v; M_v = \frac{M_{w^c}}{M_\tau H};$$

где l – расстояние по вертикали на участке ВС постоянной скорости сушки, мм; M_{w^c} – масштаб по оси ординат (количество величины w^c в 1 мм); M_τ – масштаб по оси абсцисс (количество величины τ в 1 мм); H – расстояние по горизонтали от полюса до начала координат, мм.

Скорость сушки может выражаться в с^{-1} , мин^{-1} , час^{-1} .

5. На кривой сушки найти критическую точку сушки, а затем по графику изменения влажности материала от времени найти численное значение первой критической влажности $w_{\text{кр1}}^c$.

6. По данным таблицы 3.3 построить график зависимости изменения температуры высушиваемого материала от времени $t = f(\tau)$. По этому графику (рис. 3.16) определить потенциал сушки (е) по уравнению (3.18).

7. Измерить температуру наружного воздуха в помещении лаборатории (t_0) и по этой температуре и относительной влажности $\phi_0 = 65\%$ (средняя влажность воздуха для г. Харькова в летнее время) найти по диаграмме $I-x$ (рис. П8) точку А, характеризующую состояние наружного воздуха. Определить для этой точки влагосодержание x_0 .

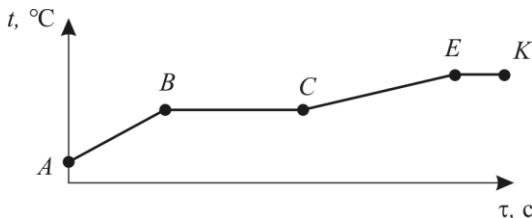


Рисунок 3.16 – График зависимости изменения температуры высушиваемого материала от времени τ

8. По температуре нагретого воздуха в сушильном шкафу t_B (из эксперимента) и его влагосодержанию $x_B = x_0 = \text{const}$ найти на диаграмме $I-x$ точку B, характеризующую состояние нагретого воздуха и определить температуру «мокрого» термометра нагретого воздуха. По температуре t_M найти по диаграмме влагосодержание насыщенного воздуха $x_{\text{нас}}$.

9. Определить по диаграмме $I-x$ по t_B и x_B парциальное давление водяного пара нагретого воздуха $P_{\text{пв}}$, а по температуре «мокрого» термометра парциальное давление водяного пара $P_{\text{пм}}$.

Данные, полученные в пунктах 8 и 9 внести в таблицу 3.4.

Таблица 3.4 – Параметры состояния влажного воздуха

1	Влагосодержание наружного воздуха, $x_0 = x_B$, кг/кг	
2	Температура «мокрого» термометра наружного воздуха, t_M , °C	
3	Влагосодержание насыщенного воздуха, $x_{\text{нас}}$, кг/кг	
4	Парциальное давление водяного пара нагретого воздуха при температуре воздуха t_B и влагосодержании x_B , $P_{\text{пв}}$, мм рт.ст.	
5	Парциальное давление водяного пара нагретого воздуха при температуре «мокрого» термометра t_M , $P_{\text{пм}}$, мм рт.ст.	

10. Измерить длины граней образца (а, в, с) и рассчитать площадь поверхности испарения f , без учета поверхности нижней грани, соприкасающейся с чашкой весов.

11. Рассчитать эквивалентный диаметр образца по уравнению (3.22).

12. Рассчитать тепло, передаваемое образцу лучеиспусканием $Q_{\text{л}}$ по уравнению (3.20).

13. Рассчитать плотность влажного воздуха $\rho_{\text{м}}$ и $\rho_{\text{в}}$ по уравнениям (3.26) и (3.27).

14. Рассчитать величину $(\beta \Delta t)$ по уравнению (3.25).

15. Определить теплофизические свойства влажного воздуха теплоемкость, вязкость и теплопроводность соответственно при температуре $t_{\text{в}}$ и $t_{\text{м}}$ (табл. П8).

16. Рассчитать критерии Грасгофа и Прандтля по уравнениям (3.23) и (3.24).

17. Определить критерий Нуссельта и коэффициент теплоотдачи по уравнениям (3.21) и (3.29).

18. Определить количество тепла, передаваемое образцу конвекцией $Q_{\text{к}}$ по уравнению (3.28).

19. Определить массу испаренной влаги по уравнению (3.31).

20. Рассчитать теоретическую скорость сушки в I периоде на основе теплоотдачи по уравнению (3.32).

21. Рассчитать коэффициент диффузии водяного пара

$$D = D_0 \left(\frac{T_{\text{м}}}{T_0} \right)^{3/2} \text{ приняв } D_0 = 21,9 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}.$$

22. Определить диффузионный критерий Прандтля $\text{Pr}' = \frac{\mu_{\text{м}}}{\rho_{\text{м}} D}$ и

тепловой критерий Прандтля $\text{Pr} = \frac{c_{\text{м}} \mu_{\text{м}}}{\lambda_{\text{м}}}.$

При нахождении физических свойств воздуха определяющей температурой является температура «мокрого» термометра.

23. Определить коэффициент массоотдачи по уравнению (3.34).

24. Пересчитать коэффициент массоотдачи в требуемую для расчета размерность по уравнению (3.35).

25. Рассчитать массу испаренной влаги вследствие массоотдачи по уравнению (3.33), предварительно определив влагосодержание насыщенного воздуха по температуре «мокрого» термометра и по диаграмме $I-x$.

26. Рассчитать теоретическую скорость сушки на основе массо-

отдачи по уравнению (3.20).

27. Внести полученные значения скоростей $v_{\text{эксп}}$, $v_{\text{тт}}$, $v_{\text{тм}}$ в таблицу 3.5 и проанализировать результаты.

Таблица 3.5 – Результаты расчетов

Скорость сушки в I-ом периоде		
Эксперимент	Теоретическая	
$v_{\text{эксп}}, \text{с}^{-1}$	$v_{\text{тт}}, \text{с}^{-1}$	$v_{\text{тм}}, \text{с}^{-1}$

Вопросы для самоконтроля

1. Классификация сушки по способу подвода тепла.
2. Физическая сущность процесса сушки.
3. Равновесие в процессе сушки.
4. Форма связи влаги с материалом.
5. Скорость и периоды сушки.
6. Кривые сушки и кривые скорости сушки.
7. Сущность метода графического дифференцирования.
8. Изменение температуры материала в процессе сушки.
9. Движущая сила I периода сушки.
10. Температура «мокрого» термометра.
11. Схема установки.
12. Метод изучения кинетики сушки.
13. Анализ полученных графических зависимостей.
14. Потенциал сушки.
15. Определение параметров состояния влажного воздуха по диаграмме Рамзина.

ЛАБОРАТОРНАЯ РАБОТА 3.4

ОПРЕДЕЛЕНИЕ ВЛАГОСОДЕРЖАНИЯ СЫРЬЕВЫХ ОБЪЕКТОВ ПИЩЕВОГО НАЗНАЧЕНИЯ

Основные теоретические сведения

Цель работы – ознакомление с формами связи влаги с материалами; ознакомление с методикой определения и расчета распределения влаги по формам связи в растительных объектах; озна-

комление со способами удаления влаги и относительной эффективностью этих способов; ознакомление с методикой составления и расчета материальных балансов на основе опытных данных.

В пищевых, медицинских, витаминных и химических отраслях промышленности очень часто и в больших количествах подвергаются переработке и хранению объекты растительного происхождения: плоды, ягоды, корнеплоды, клубни, семена и т.д.

Одной из важнейших технологических характеристик этих объектов является количество влаги, содержащейся в их внутренних структурах и формы связи влаги с этими структурами. В одних случаях эта влага, вместе с содержащимися в ней веществами, извлекается и перерабатывается в соки и концентраты. В других случаях эта влага служит основой для производства алкогольных и безалкогольных напитков.

Во многих случаях внутренняя влага удаляется с целью консервирования сырьевых объектов методом сушки, с сохранением растворенных в этой влаге веществ во внутренних структурах объектов.

В каждом из случаев или их комбинации, в соответствии с поставленной целью, выбираются способы переработки, выбирается соответствующая аппаратура и, естественно, определяется ее эффективность, которая представляет собой количество энергии затраченной на удаление 1 кг влаги.

В каждом конкретном случае надо знать, какое же общее количество влаги содержится во внутренних структурах объекта, как эта влага распределяется по формам связи для того, чтобы экономически обоснованно выбирать способы ее удаления.

Значительная часть физико-химически связанной влаги в растительных объектах представляется внутриклеточным и альвеолярным соком. Удаление сока механическим способом (отжатием) приводит к массовому и необратимому разрушению альвеолярных и клеточных структур.

При удалении влаги с помощью сушки происходит обезвоживание внутренних структур без механического их разрушения и их биологическая гибель. Очевидно, что оба эти процесса необратимы.

В третьем случае влага входит в состав химической структуры высушиваемого вещества и ее удаление (например, прокаливанием) фактически приводит к его разрушению.

Первые два случая широко представлены в пищевых производствах, третий случай представлен, в основном, в химических

производствах.

Описание лабораторной установки

Лабораторная установка (рис.3.17) включает в себя: весы 1, соковыжималку 2, мерный сосуд для сбора сока 3, сосуд для сбора жмыха 4, сушильный шкаф 5 и лабораторные весы 6 с разновесами.

При этом соковыжималка 2 состоит из следующих основных узлов и деталей: станина с двигателем 7; съемный кожух 8; крышка с питающим патрубком для подачи сырья 9; терочный диск для измельчения сырья 10; перфорированный ротор 11.

В процессе работы сырье без особого усилия подается в питающий патрубок и измельчается терочным диском 10. Образовавшаяся «стружка» центробежными силами отбрасывается на внутреннюю поверхность ротора 11, образуя на ней слой жмыха некоторой толщины. Внутриклеточный сок из разрушенных клеток сырья под действием центробежных сил проходит через слой жмыха, через отверстия в боковой поверхности ротора и сливается через сливной патрубок в сборник сока 3. Образовавшийся жмых периодически извлекается из ротора при полной его остановке и собирается в емкость 4. Таким образом, выделяется влага под действием механических усилий. Часть жмыха затем подвергается сушке до постоянного веса, что дает возможность определить количество влаги, удаляемой за счет тепловой энергии и вычислить долю, связанной с ней влаги, в общем, ее количестве.

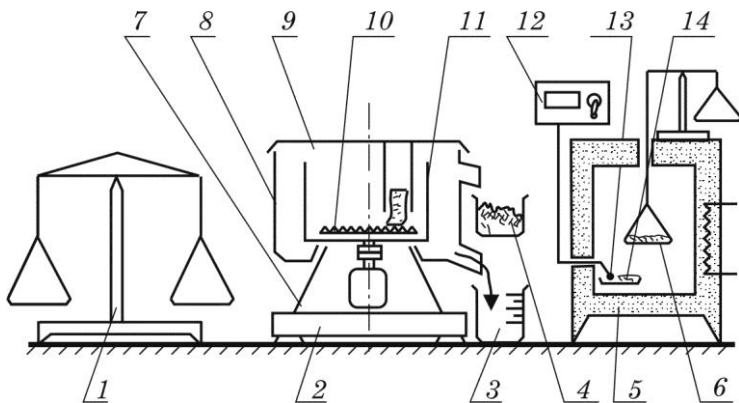


Рисунок 3.17 – Схема лабораторной установки:

1 – весы; 2 – соковыжималка; 3 – сосуд для сбора сока; 4 – сосуд для сбора жмыха;
5 – сушильный шкаф; 6 – лабораторные весы с разновесами

Методика выполнения лабораторной работы

1. Включить сушильный шкаф. Установить с помощью регулятора температуру 75–80 °С.
2. Подготовить навеску исследуемого сырья примерно 0,4 кг. Элементы сырья помыть и промокнуть. Подготовленное сырье (картофель, морковь, свекла, фрукты) нарезать кусочками ориентировочно 4×4×5 см. Отобрать 4–5 кусочков и определить их общую массу G (кг) с точностью до третьего знака после запятой. Подготовить и установить сборники сока и жмыха 3 и 4.
3. Включить соковыжималку 2, выждать 1 минуту до полного разгона ротора. Засечь текущее время и одновременно начать подавать сырье в питающий патрубок. Каждый предыдущий кусочек сырья следует подталкивать последующим без особого усилия. Чрезмерный нажим может привести к поломке соковыжималки! Последний кусочек следует подталкивать специальным деревянным толкателем. Подачу сырья производить непрерывно.
4. После окончания загрузки выждать 30 секунд, выключить соковыжималку и засечь время τ (с) продолжительности ее работы.
5. Измерить объем собранного сока V_c , м³.
6. Снять крышку соковыжималки, тщательно собрать жмых со всех внутренних поверхностей ротора, корпуса и крышки. Измерить общую массу собранного жмыха $G_{ж}$, кг.
7. Отобрать две одинаковые навески жмыха $G'_{ж}$ массой 3 гр. Одну навеску в виде тонкой лепешки поместить на чашку весов 6, вторую в виде лепешки на контрольную чашку 14. Обе чашки поместить в шкаф. В навеску на чашке 14 поместить датчик термометра сопротивления 13.
8. В процессе сушки с момента времени τ_0 фиксировать текущую массу $G'_{жи}$ навески через каждые 5 минут. В те же моменты времени фиксировать текущую температуру материала $t_{жи}$. Сушку продолжать до постоянства массы $G'_{жи}$, кг. Результаты измерений внести в таблицу 3.6.

9. По окончании работы сушильный шкаф выключить. Навески выбросить. Корпусные детали соковыжималки вымыть, протереть и установить на место. Рабочее место убрать и сдать инженеру.

Таблица 3.6 – Таблица величин, измеренных в процессе сушки.

1	Текущее время, τ , с	τ_0	τ_1		τ_i	τ_K
2	Текущая масса, $G'_{ж}$, кг	$G'_{ж0}$	$G'_{ж1}$		$G'_{жи}$	$G'_{жK}$
3	Текущая температура, $t_{ж}$, °C	$t_{ж0}$	$t_{ж1}$		$t_{жи}$	$t_{жK}$

Обработка опытных данных

Вычислить массу сока W_c , кг:

$$W_c = V_c \cdot \rho_c, \quad (3.39)$$

где V_c – объем собранного сока, ρ_c – плотность сока, кг/м³.

Вычислить долю x_c , которую составил механически отжатый сок от массы исходного сырья, %:

$$x_c = \left(\frac{W_c}{G} \right) \cdot 100, \quad (3.40)$$

где G – общая масса сырья, кг.

Вычислить долю $x_{ж}$, которую составила высушенная влага от массы навески $G'_{ж}$, %:

$$x_{жK} = \frac{(G'_{ж0} - G'_{жK})}{G'_{жK}} \cdot 100. \quad (3.41)$$

Вычислить общую массу влаги $W_{ж}$, которую можно удалить из жмыха с помощью сушики, кг:

$$W_{ж} = G'_{жK} \cdot x_{жK}. \quad (3.42)$$

Вычислить потери сырья Δ , возникшие при переработке, в процентах от массы исходного сырья G , %:

$$\Delta = \left(G - \frac{(W_c + G_{жK})}{G} \right) \cdot 100. \quad (3.43)$$

Вычислить общее количество влаги W , которое можно выделить из исходного сырья, кг:

$$W = W_c + \left(\frac{\Delta}{100} \right) \cdot W_c + W_{жк}. \quad (3.44)$$

Вычислить влажность x исходного сырья, %:

$$x = \left(\frac{W}{G} \right) \cdot 100. \quad (3.45)$$

Вычислить долю x_m , которую составляет масса механически удаленной влаги W_c от общей массы влаги W , %:

$$x_m = \left(\frac{W_c}{W} \right) \cdot 100. \quad (3.46)$$

Вычислить долю x_t , которую составила высушенная влага $W_{жк}$ от общей массы влаги W , %:

$$x_t = 100 - x_m. \quad (3.47)$$

Вычислить удельный расход механической энергии q_m , затраченной на выделение килограмма сока, Дж/кг:

$$q_m = \frac{(N\tau)}{W_c}, \quad (3.48)$$

где N – мощность привода соковыжималки, Вт ($N = 16$ Вт); τ – продолжительность работы соковыжималки, с.

Вычислить удельный расход тепловой энергии q_t , затраченной на сушку килограмма влаги, Дж/кг:

$$q_t = \frac{G_{жк} c_{жк} (t_{жк} - t_{ж0}) + W_{жк} r_w}{W_{жк}},$$

где $c_{жк}$ – теплоемкость жмыха, Дж/(кг·К); $c_{жк} = 3,56$ кДж/(кг·К); $t_{жк}$ – температура жмыха, соответствующая установлению постоянства массы $G_{жк}$, °С; $t_{ж0}$ – начальная температура жмыха, °С; r_w – теплота парообразования воды при средней температуре жмыха $t_{ср}$, Дж/кг, $t_{ср} = 0,5(t_{ж0} - t_{жк})$, °С.

По данным табл. 3.6 построить совмещенные графики $G'_{жi}$, $t_{ж} = f(\tau)$. Пример построения приведен на рис. 3.18.

С помощью графиков определить температуру $t_{к}$, соответствующую установлению постоянства массы высушиваемой навески $G_{жк}$ (рис. 3.18).

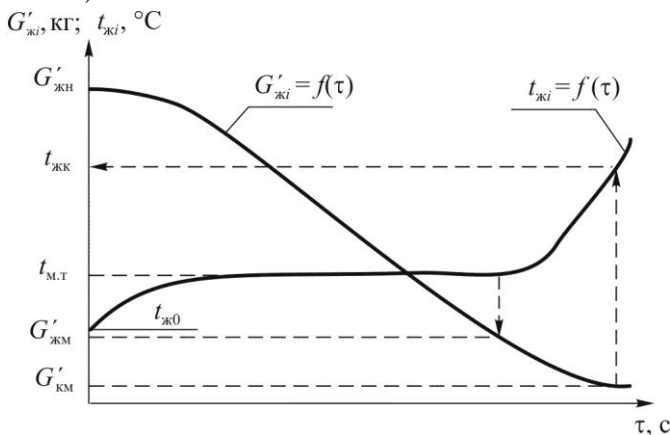


Рисунок 3.18 – Графики зависимостей текущей массы навески $G'_{жi}$ и ее температуры $t_{жi}$ от времени сушки τ

С помощью графиков вычислить количество свободной влаги $W'_{ж}$ высушенной из навески, кг:

$$W'_{ж} = G'_{жн} - G'_{жм} . \quad (3.50)$$

где $G'_{жм}$ – масса навески соответствующая моменту окончания изотермического периода сушки, кг (см. рис. 3.18).

Вычислить долю $x'_{ж}$, которую составила свободная влага $W'_{ж}$ от начальной массы навески $G'_{жн}$, %:

$$x'_{ж} = \frac{W'_{ж}}{G'_{жн}} . \quad (3.51)$$

Вычислить количество свободной влаги $W''_{ж}$, содержащийся в жмыхе, кг.

$$W''_{ж} = G_{жк} \cdot x'_{ж} . \quad (3.52)$$

Вычислить общее количество свободной влаги W' содержащейся в исходном сырье, кг:

$$W' = W_c + W''_{ж}. \quad (3.53)$$

Вычислить долю y_c , которую составила свободная влага от общей массы удаленной влаги, %:

$$y_c = \left(\frac{W'}{W} \right) \cdot 100. \quad (3.54)$$

Вычислить общий удельный расход энергии q , затраченной на удаление килограмма влаги, Дж/кг:

$$q = q_m + q_t. \quad (3.55)$$

Вычислить долю y_m и y_t , которую составили слагаемые q_m и q_t от общего расхода энергии, %:

$$y_m = \left(\frac{q_m}{q} \right) \cdot 100, \quad (3.56)$$

$$y_t = 100 - y_m. \quad (3.57)$$

Построить диаграмму зависимости расхода удельной энергии от способа удаления влаги (рис. 3.19)

С помощью диаграммы вычислить удельную энергию q_c , и израсходованную на удаление свободной влаги, Дж/кг.

Вычислить долю y_q , которую составила величина q_c в общем расходе энергии q , %:

$$y_q = \left(\frac{q_c}{q} \right) \cdot 100. \quad (3.58)$$

Основные результаты расчетов свести в таблицу 3.7.

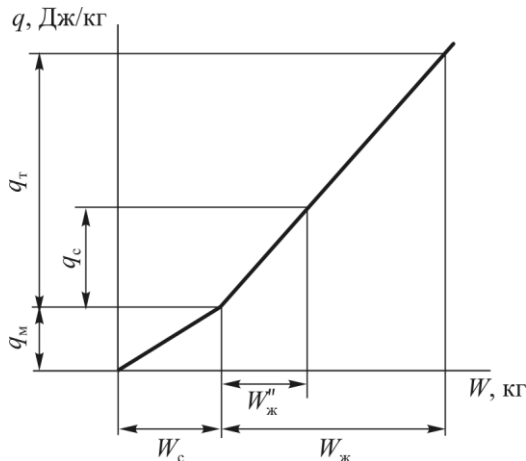


Рисунок 3.19 – Диаграмма зависимости расхода удельной энергии от способа удаления влаги. (пример построения)

Таблица 3.7 – Таблица основных результатов работы.

№	Наименование величины	Числовое значение
1	Масса исходного сырья G , кг	
2	Масса извлеченной влаги W , кг	
3	Влажность сырья x , %	
4	Влажность жмыха $x_{\text{ж}}$, %	
5	Доля свободной влаги y_c , %	
6	Общий удельный расход энергии q , Дж/кг	
7	Доля механической энергии y_m , %	
8	Доля тепловой энергии y_t , %	
9	Доля энергии, израсходованной на удаление свободной влаги y_q , %	

Вопросы для самоконтроля

1. Записать и пояснить материальный баланс суши.
2. Дать определение понятию «влажность материала». Указать варианты этого понятия. Записать формулы.
3. Перечислить и пояснить основные параметры влажного газа.
4. Изобразить схематично диаграмму состояния влажного воздуха

I–х. Привести пример использования.

5. Изобразить схематично на диаграмме I–х процесс теоретической сушки.
6. Записать и пояснить тепловой баланс сушки.
7. Изобразить схематично на диаграмме I–х принцип построения действительного процесса сушки.
8. Назвать и пояснить основные формы связи влаги с материалом. Привести примеры.
9. Назвать, пояснить и проиллюстрировать графически основные периоды сушки.
10. Назвать и указать на диаграмме I–х варианты измерения движущей силы сушки.
11. Указать и сопоставить основные способы удаления влаги из материалов. Привести примеры.

ЛАБОРАТОРНАЯ РАБОТА 3.5

ИЗУЧЕНИЕ КИНЕТИЧЕСКИХ ХАРАКТЕРИСТИК ПРОЦЕССА ЭКСТРАКЦИИ В СИСТЕМЕ ТВЕРДОЕ ТЕЛО–ЖИДКОСТЬ

Основные теоретические сведения

Под экстракцией в системе твёрдое, тело – жидкость понимают извлечение из твердофазной композиции одного или нескольких её компонентов жидким растворителем–экстрагентом.

В этом процессе одновременно происходит заполнение порового пространства частиц твердой фазы экстрагентом, растворение целевого вещества в поглощённом экстрагенте, диффузионное перемещение этого вещества в объёме поглощённого экстрагента к поверхности твердой фазы и его конвективный перенос в свободный объем растворителя. Движущей силой процесса переноса целевого вещества из глубины твёрдой частицы в свободный экстрагент является разница между текущей концентрацией этого вещества в объёме твердой фазы и равновесной его концентрацией в свободном экстрагенте, омывающем внешнюю поверхность твёрдого тела. Схема расположения компонентов экстракционной системы и направление процесса массопереноса приведены на рисунке 3.20.

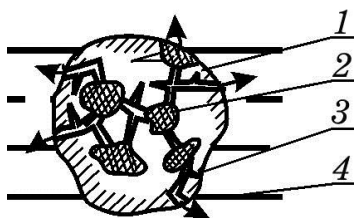


Рисунок 3.20 – Схема взаимного расположения компонентов в экстракционной системе

Отличительная черта процессов твердофазной экстракции состоит в том, что турбулентные пульсации, т.е. перемешивание в экстрагенте омывающем поверхность твердого тела, не проникают в глубь порового пространства этого тела. Эти пульсации ускоряют переход вещества от внешней поверхности твердого тела в объем свободного экстрагента, но не влияют на скорость процесса внутри частицы. Поэтому лимитирующей стадией процесса является диффузионный массоперенос внутри твердого тела от области расположения целевого вещества к внешней поверхности тела. Поэтому же большинство процессов экстракции с участием твердой фазы в промышленных условиях протекают с малой скоростью, что приводит к увеличению рабочих объемов аппаратов.

Примерами наиболее распространенных вариантов такого процесса являются экстрагирование сахара водой из сахарной свеклы, экстрагирование растительного масла из семян подсолнечника, хлопка или сои бензином. Получение розового масла начинается с экстракционной переработки лепестков розы. Производство многих лекарственных препаратов включает в себя экстракционную переработку лекарственных растений или лекарственного сырья с применением различных экстрагентов, в том числе и сжиженных газов. В так называемой большой химии твердофазная экстракция применяется, например, при извлечении редкоземельных металлов или серы из соответствующих руд.

Эти немногочисленные примеры указывают на широкое применение твердофазной экстракции в различных отраслях промышленности, на большое разнообразие свойств контактирующих фаз и, как следствие, на большое разнообразие конструкций аппаратов.

В каждом конкретном производстве конструкция аппарата должна учитывать средний размер частиц или элементов твердой фазы, механическую прочность этих частиц, склонность к уплотнению, характер расположения извлекаемого вещества во внутренней структуре твердой фазы и прочность их связей, соотноше-

ние количеств твёрдой и жидкой фаз и их плотностей и другие характеристики экстракционной системы.

Целью лабораторной работы является изучение механизма твердофазной экстракции, приобретение навыков составления и решения уравнений материальных балансов, измерения и расчёта движущей силы процесса и других его кинетических характеристик.

Описание лабораторной установки

Лабораторная установка (рис.3.21) состоит из мерного сосуда 1 объемом 200мл. для приготовления сахарного сиропа, мерных сосудов – экстрактов 2 (4 шт.) для проведения собственно экстракции, стеклянных палочек 3 для перемешивания (4 шт.), лабораторных весов 4 (2 шт.) с комплектом разновесов, модельных элементов твердой фазы 5 (4 шт.).

Методика выполнения лабораторной работы

- 1.Закрепить за каждым участником подгруппы один модельный элемент твёрдой фазы. Измерить размеры граней элементов и вычислить их поверхность F_i (м²), где i – номер элемента.

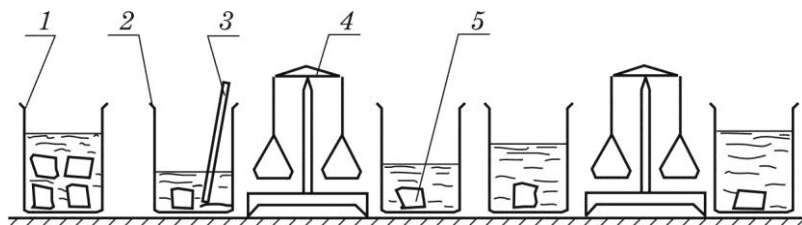


Рисунок 3.21 – Схема лабораторной установки:

1 – мерный сосуд; 2 – сосуд – экстрактор; 3 – стеклянная палочка; 4 – лабораторные весы; 5 – модельный элемент объемом 200 мл для приготовления сахарного сиропа, мерных сосудов – экстракторов 2 (4 шт.) для проведения собственно экстракции, стеклянных палочек 3 для перемешивания (4 шт.), лабораторных весов 4 (2 шт.) с комплектами разновесов, модельных элементов твёрдой фазы 5 (4 шт.).

- 2.На весах 4 взвесить каждый сухой элемент и зафиксировать его массу G_{ai} , кг.
- 3.В сосуд 1 влить 50 мл дистиллированной воды. Всыпать в сосуд навеску сахара ($G_{\text{д}}$, от 80 до 100 гр. (по указанию преподавате-

ля). Перемешать стеклянной палочкой до полного растворения сахара.

4. Сухие элементы твёрдой фазы 5 поместить в сосуд 1 в сахарный сироп и выдержать 10 минут. Поместить можно одновременно все элементы, при условии последующей точной их идентификации.

5. Через 10 минут насыщенный сиропом элемент вынуть из сосуда 1, дать стечь избытку влаги и определить массу G_{oi} каждого из них, кг.

6. Каждый из членов подгруппы помещает свой модельный элемент в сосуд – экстрактор 2 и приливают туда дистиллированную воду в количестве $G_{bi} = \rho_v \cdot V_{bi}$, кг.

При этом

$$G_{bi} = \Gamma_{mi} \cdot G_{oi} \quad (3.39)$$

где значение Γ_{mi} – (гидро модуль) задаётся преподавателем в диапазоне 6÷30. При этом индекс i означает и номер твёрдого элемента и номер сосуда – экстрактора с соответствующим значением Γ_{mi} ; ρ_v и V_{bi} – плотность и объем прилитой в экстрактор воды.

Примечание: доливание воды в каждый последующий экстрактор производить через 2 минуты после предыдущего, для большего удобства при последующих взвешиваниях.

7. Выдержать модельный элемент в экстракторе 5 минут при слабом перемешивании. С помощью пинцета вынуть элемент из воды, дать стечь избытку влаги над экстрактором в течение 30 секунд, определить массу G_{ij} (кг) и поместить опять в экстрактор. Здесь и далее j – номер измерения.

Действия по пункту 7 повторить в каждом экстракторе n_p до установления равновесия $G_{ij} = G_{ij+2}$, но не более 8 раз. Результаты измерений внести в таблицу 3.8.

Таблица 3.8 – Экспериментальные данные.

Но- мер изме- ре-	Масса сухого эле- мента G_{oi} , кг	Поверх- ность эле- мента F_i , м ²	Масса насы- щенного сиропом элемен-	Гидро- модуль Γ_{oi} , кг/кг	Текущая масса элемента через каждые 5 минут, G_{ij} , кг
----------------------------	---	---	---	--	---

РАЗДЕЛ. 1. «ГИДРОМЕХАНИЧЕСКИЕ ПРОЦЕССЫ»

ния/			том G_{0i} , кг					

После окончания измерений модельные элементы промыть в проточной воде в течение 5 минут. Промыть лабораторные сосуды и сдать установку инженеру по учебному процессу.

Обработка опытных данных

1. Вычислить содержание y_c (кг/кг) сахара в сиропе в сосуде 1 при полном его растворении:

$$y_c = \frac{G_{\text{ц}}}{G_{\text{ц}} + \rho_{\text{ц}} \cdot V_{\text{д}}}, \quad (3.60)$$

где $V_{\text{д}}$ – объём дистиллированной воды прилитой в сосуд 1, м³; $\rho_{\text{д}}$ – плотность дистиллированной воды, кг/м³; $G_{\text{ц}}$ – количество сахара, растворённого в сиропе, кг.

2. Вычислить количество сиропа G_{pi} (кг), поглощённого i – м элементом твёрдой фазы:

$$G_{\text{pi}} = G_{\text{oi}} - G_{\text{эi}}. \quad (3.61)$$

3. Вычислить количество сахара G_{ci} , поглощённого i – м элементом твёрдой фазы:

$$G_{\text{ci}} = G_{\text{pi}} \cdot y_c. \quad (3.62)$$

4. Вычислить содержание X_{oi} (кг/кг) сахара в i – м элементе твёрдой фазы, насыщенном сиропом:

$$x_{\text{oi}} = \frac{G_{\text{ci}}}{G_{\text{oi}}}. \quad (3.63)$$

5. Вычислить количество сахара G_{eij} , перешедшего из i – го элемента твёрдой фазы в свободный экстрагент после каждого j – го цикла экстракции: при $j=1$, $G_{\text{ei1}} = G_{\text{oi}} - G_{\text{i1}}$, кг; при $j>1$, $G_{\text{eij}} = G_{\text{ij}} - G_{\text{i(j+1)}}$, кг.

6. Вычислить содержание сахара в элементе твёрдой фазы x_{ij} (кг/кг), после каждого цикла экстракции:

$$x_{ij} = \frac{G_{ci} - \sum G_{eij}}{G_{oi} - \sum G_{eij}}. \quad (3.64)$$

7. Вычислить содержание сахара y_{ij} (кг/кг) в свободном экстрагенте после каждого цикла экстракции:

$$y_{ij} = \frac{\sum G_{eij}}{\sum G_{eij} - G_{vi}}, \quad (3.65)$$

где G_{vi} – количество воды прилитой в i -й экстрактор, кг.

8. Вычислить степень извлечения сахара e_{ij} (кг/кг) из i – го элемента твёрдой фазы после каждого j – го цикла экстракции:

$$e_{ij} = \frac{\sum_{j=1}^{j=n} G_{eij}}{G_{ci}}.$$

Результаты вычислений по пунктам 4.4, 4.6 – 4.8 внести в таблицу 3.9.

10. Вычислить равновесную концентрацию c^* (кг/кг) сахара в экстракционной системе:

$$c^* = \frac{G_{ci}}{G_{oi} - G_{vi}}. \quad (3.67)$$

Таблица 3.9 – Результаты расчетов

Гидроמודуль Γ_{mi} , кг/кг	Исходная концентрация сахара в твердом теле x_{0j} , кг/кг	Концентрация сахара в контактирующих фазах в конце каждого j -го интервала времени y_{ij}, x_{ij} кг/кг	Степень извлечения твердой фазы в конце каждого j -го интервала времени e_{ij} , кг/кг

11. Построить график зависимости $x_{ij}, y_{ij} = f(\tau)$. Нанести на нём линию $c^* = \text{const}$. Вычислить движущую силу Δx_{ij} (кг/кг) процесса по твёрдой фазе на середине каждого j – го промежутка времени:

$$\Delta x_{ij} = \bar{x}_{ij} - c^*, \quad (3.68)$$

где $\bar{x}_{ij}$ – концентрация сахара в i -м элементе на середине j -го интервала времени.

12. Вычислить среднюю движущую силу Δx_{cpi} (кг/кг) процесса по твёрдой фазе:

$$\Delta x_{cpi} = \frac{1}{n} \sum_{j=1}^{j=n} \Delta x_{ij}. \quad (3.69)$$

13. Вычислить осреднённый коэффициент массопередачи $\bar{K}_{xi}$ (кг/[м²·(кг/кг)·с]) по твёрдой фазе из основного уравнения массопередачи:

$$\bar{K}_{xi} = \frac{\sum_{j=1}^{j=n} G_{eij}}{F_i \Delta x_{cpi} \tau_i}. \quad (3.70)$$

14. Вычислить движущую силу Δy_{ij} (кг/кг) процесса по жидкой фазе на середине каждого j – го промежутка времени:

$$\Delta y_{ij} = c^* - \bar{y}_{ij}, \quad (3.71)$$

где $\bar{y}_{ij}$ – концентрация сахара в свободном экстрагенте i -го экстрактора на середине j -го интервала времени.

15. Вычислить среднюю движущую силу Δy_{cpi} (кг/кг) процесса по жидкой фазе:

$$\Delta y_{cpi} = \frac{1}{n} \sum_{j=1}^{j=n} \Delta y_{ij}. \quad (3.72)$$

16. Вычислить осреднённый коэффициент массопередачи $\bar{k}_{yi}$ (кг/м²·(кг/кг)·с) по жидкой фазе:

$$\bar{k}_{yi} = \frac{\sum_{j=1}^{j=n} G_{eij}}{F_i \Delta y_{cpi} \tau_i}.$$

17. Результаты вычислений по п.п. 1–16 внести в таблицу 3.10.

Таблица 3.10 – Результаты вычислений.

Гидромодуль Γ_m , кг/кг	Движущая сила на каждом j -м интервале времени по жидкой Δu_{ij} , и твердой Δx_{ij} фазам Δu_{ij} , Δx_{ij} кг/кг	Средняя движущая сила по жидкой и твердой фазам $\Delta u_{срi}$, $\Delta x_{срi}$ кг/кг	Средний коэффициент массопередачи по жидкой и твердой фазам $\bar{k}_{yi}$, $\bar{k}_{xi}$, кг/[м ² ·(кг/кг)·с]	Поверхность массопередачи F_i , м ²	Общее время экстракции для i -го элемента t_i , с

Построить графики зависимостей:

$$x_{ij}, y_{ij} = f(\tau); e_{in} = f(\Gamma_m); \bar{k}_{yi}; \bar{k}_{xi} = f(\Gamma_m).$$

Вопросы для самоконтроля

1. Дать определение процесса экстракции в системе твёрдое тело–жидкость.
2. Привести примеры использования твердофазной экстракции в пищевой и химической отраслях промышленности, кроме указанных в разделе 1.
3. Указать движущую силу процесса и особенности её выражения.
4. Указать на основное отличие жидкостной экстракции от твердофазной.
5. Указать на различия в процессах экстракции и растворения в системах твёрдое тело–жидкость.
6. Указать на положительные и отрицательные стороны твердофазной экстракции.
7. Дать определение понятию равновесия в экстракционной системе.
8. Дать определение понятию растворимости.
9. Привести известные Вам формы уравнения массопереноса для твердофазной экстракции.
10. Назвать и пояснить основные способы растворения и экстракции.
11. Привести и пояснить конструкцию аппарата с неподвижным слоем твёрдого материала.

12. Привести и пояснить конструкцию вертикального шнекового экстрактора непрерывного действия.

РАЗДЕЛ 4 МЕХАНИЧЕСКИЕ ПРОЦЕССЫ

ЛАБОРАТОРНАЯ РАБОТА 4.1 ИЗУЧЕНИЕ УСТРОЙСТВА, РАБОТЫ И ХАРАКТЕРИСТИК ЩЁКОВОЙ ДРО- БИЛКИ

Цель работы – изучить основные положения теории дробления; ознакомиться с устройством и принципом действия щёковой дробилки; определить основные характеристики процесса и установок: производительность, средний диаметр помола и расход энергии.

Основные теоретические сведения

Процесс измельчения материалов в химической промышленности имеет большое значение. Измельчением вскрывают целевое вещество, заключенное в твердой породе, увеличивают поверхность фазового контакта действующих масс, придают веществам кондиции полуфабрикатов или товарной продукции.

Измельченные материалы могут быть твердыми, мягкими, хрупкими, вязкими, липкими, токсичными, огне- и взрывоопасными, термически неустойчивыми, нейтральными и т.д. По многообразию физико-химических свойств измельчаемых материалов, степени измельчения, типам и размерам измельчителей химическая промышленность не знает себе равных. Так, в химической технологии применяются виды измельчения, начиная с самого крупного (размер получаемых кусков – 200–300 мм) и кончая коллоидным (размер частиц – доли микрона). В зависимости от степени измельчения и необходимой производительности могут быть использованы щёковые, валковые, конусные и молотковые дробилки, дезинтеграторы и дисмембраторы, барабанные, шаровые, кольцевые, вибрационные, струйные и коллоидные мельницы, а процесс может быть организован в одну или несколько последовательных стадий с применением соответствующих машин на каждой стадии.

Условная классификация измельчения представлена в табл. 4.1.

Классификация способов измельчения (рис 4.1) *Раздавливание (а)*. Тело под действием нагрузки деформируется по всему объему и разрушается, когда внутренние напряжения в нем пре-

высят предел прочности сжатию.

Таблица 4.1 – Условная классификация измельчения

Класс измельчения	Размер кус- ков до из- мельчения, мм	Размер кус- ков после из- мельчения, мм	Степень измельчения	Пример ис- пользуемых машин
Дробление				
крупное	1000 – 1500	250	4	Щековые
среднее	250	20	12	Валковые
мелкое	20	1 – 5	20 – 4	Конусные
Помол				
грубый	1 – 5	0,1 – 0,04	10 – 125	Барабанные Центробежные
средний	0,1 – 0,04	0,005 – 0,015	10 – 125	Струйные
тонкий	0,1 – 0,04	0,001 – 0,005	10 – 125	Коллоидные
коллоидный	0,1	0,001	10 – 125	Мельницы

Раскалывание (б). Тело разрушается на части в местах концентрации наибольших нагрузок, передаваемых конусообразными рабочими элементами измельчителя. Способ позволяет регулировать крупность получаемых частиц.

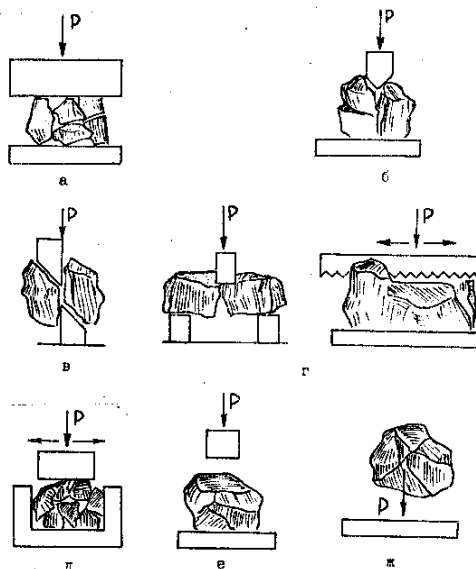


Рисунок 3.22 – Схематическое изображение способов измельчения

Разламывание (в). Тело разрушается под действием изгибающих сил. Размеры и форма частиц примерно такие же, как и при раскалывании.

Резание. Распиливание (г). Тело делится на части заранее заданных размеров и форм. Процесс полностью управляем.

Истирание (д). Тело измельчается под действием сжимающих, растягивающих и срезающих сил. При этом образуется порошкообразный продукт.

Удар (е), (ж). При стесненном ударе (е) тело распадается на части под действием динамической нагрузки. При сосредоточенной нагрузке эффект аналогичен раскалыванию, а при распределении нагрузки по всему объему эффект разрушения аналогичен раздавливанию.

При свободном ударе (ж) разрушение наступает в результате столкновения тела с рабочим органом измельчителя или другими телами в полете. Эффект разрушения определяется скоростью столкновения. В работе подавляющего большинства современных измельчителей использованы способы раскалывания, раздавливания.

ния и удара, а также сочетание этих способов с разламыванием и истиранием.

Классификация измельчителей. Процессы измельчения.

В литературе встречается классификация измельчителей по крупности помола и способу измельчения. В связи с тем, что одни и те же машины в зависимости от их размера можно отнести к различным классам, более удобной представляется классификация по способу разрушения, в соответствии с которой все измельчители можно разделить на следующие основные группы: 1) раскалывающего действия; 2) разламывающего; 3) истирающе-раздавливающего; 4) ударного; 5) ударно-истирающего действия; 6) коллоидные измельчители.

В настоящее время существует большое число теорий и математических моделей процессов измельчения. Мы остановимся только на основных, обладающих наиболее ясным физическим смыслом и использующихся в инженерной практике.

Теория поверхностей Риттингера. Предполагается, что работа, затрачиваемая на измельчение, пропорциональна размеру вновь образованной поверхности в измельченном материале. Предполагается также, что тело кубической формы с ребром D разрушается до кубов с размером d (рис. 4.2).

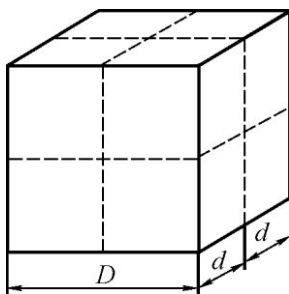


Рисунок 4.2 – Теоретическая схема деления куба на части

В этом случае число полученных кубиков z определяется по формуле

$$z = \frac{D^3}{d^3} = i^3, \quad (4.1)$$

где i – степень измельчения.

При этом поверхность F_n исходного куска с ребром D

$$F_n = 6D^2 \quad (4.2)$$

а поверхность F всех частиц с ребром d

$$F_k = 6d^2 i^3 \quad (4.3)$$

Следовательно, вновь образованная поверхность F равна их разности:

$$F = F_k - F_n = 6d^2 i^3 - 6D^2 = 6D^2 (i - 1) \quad (4.4)$$

Если предположить, что на образование единицы новой поверхности при измельчении данного материала расходуется постоянная удельная работа A_v , то общая затрачиваемая работа

$$A = A_v F = A_v 6D^2 (i - 1). \quad (4.5)$$

Однако «теория поверхностей» не учитывает существования широкого диапазона значений степени измельчения i в реальных условиях, а также не учитывает энергии, затрачиваемой на упругую деформацию тел без разрушения.

Теория объемов Кирпичева-Кика

Предполагается, что энергия, требуемая для производства аналогичных изменений в очертании геометрически подобных тел одинаковой структуры и состава, изменяется пропорционально объемам или массам этих тел. Согласно этой теории работа упругих деформаций тел одинакового технологического состава объемами V_1 и V_2 будет составлять:

$$A_1 = \sigma^2 V_1 \frac{1}{2E} = \frac{\sigma^2 G_1}{\rho 2E}; \quad (4.6)$$

$$A_2 = \sigma^2 V_2 \frac{1}{2E} = \frac{\sigma^2 G_2}{\rho 2E}; \quad (4.7)$$

их отношение:

$$\frac{A_1}{A_2} = \frac{V_1}{V_2} = \frac{G_1}{G_2}, \quad (4.8)$$

т. е, расход энергии на измельчение данного материала при прочих равных условиях прямо пропорционален его объему или массе.

Обобщенная теория дробления. Не приводя теории, допол-

няющие и развивающие изложенные выше, укажем, что ни одна из них не учитывает всех действительных составляющих общего расхода энергии на измельчение и ни одна простая формула не применима ко всем породам и методам дробления.

В теориях П.А.Ребиндера, Бонда, А.К.Рундквиста и других сделана попытка обобщенного подхода к решению задачи. При этом обобщенная теория П.А.Ребиндера обладает наиболее ясным физическим смыслом и утверждает, что затрачиваемая на измельчение материала энергия представляет собой сумму работ, расходуемых на деформацию тела с объемом V и на образование новых поверхностей:

$$A = \frac{\sigma^2 V}{2E} + KF, \quad (4.9)$$

где K – коэффициент пропорциональности.

Необходимо отметить, что начальное разрушение дробимых тел происходит по микротрещинам, внутренним дефектам, границам ликвации и неоднородностей. В процессе дробления образуются частицы, свободные от этих, дефектов и обладающие, следовательно, большей прочностью в сравнении с исходным материалом. Таким образом, появление в рабочем объеме дробилки мелких фракций приводит к резкому увеличению расхода энергии на дробление и в то же время остается неучтенным в аналитических выражениях теории дробления. Это приводит к значительным расхождениям расчетных и действительных значений расхода энергии, а также к необходимости эмпирического определения значения K для конкретного способа дробления.

Описание лабораторной установки

Учебная лабораторная установка «Щёковая дробилка» (рис. 4.3) установлена на станине 1 и включает в себя: щеки – неподвижную 2, подвижную 3, качающуюся на оси 4, шкив 5, передающий крутящий момент ременной передачи 9, эксцентриковый вал 8, вращающийся в подшипниковых опорах 6, распорные плиты 10, с помощью которых движение шатуна 7 передается на щеку 3, клинья 11, регулирующие ширину выпускной щели, и подпружиненную тягу 12, обеспечивающую возвратное движение щеки 3.

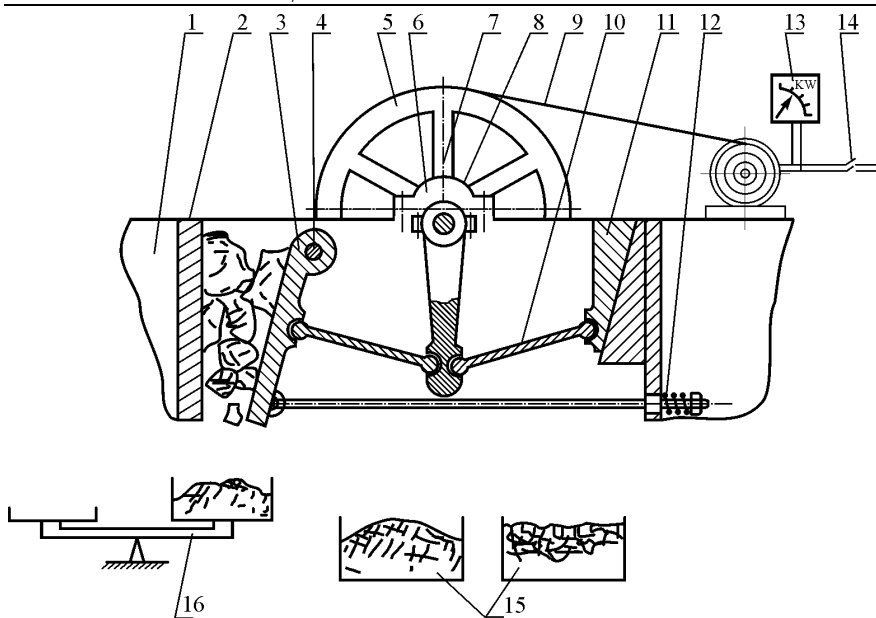


Рисунок 4.3 – Схема лабораторной установки

В состав установки входят также: включатель привода 14, измеритель мощности – киловаттметр 13, система взвешивания 16, сборники исходного и отработанного материала 15, ситовой набор и набор разновесов (на схеме не указана).

Конструктивные параметры установки (рис. 4.4):

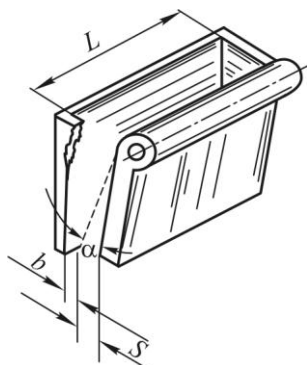


Рисунок 3.25 – Конструктивные параметры дробилки

b – ширина выпускной щели, $b = 0,007$ м;

S – ход щеки, $S = 0,007$ м;

α – угол захвата, $\alpha = 16^\circ$;

L – длина пасти дробилки, $L = 0,08$ м;

D – максимальный размер загружаемых кусков, $D = 0,06$ м.

Методика выполнения лабораторной работы

Перед выполнением работы необходимо ознакомиться с основными теоретическими положениями, описанием установки и правилами техники безопасности на рабочем месте.

1. Подготовить по указанию преподавателя навеску G_0 исходного материала 0,8–1,6 кг, подбирая куски с условным диаметром $D \approx 0,04$ м.

2. Определить:

- средний объем куски исходного материала, м^3 ,

$$V_0 = \frac{\sum_{i=1}^{i=m} G_m}{n\rho}; \quad (4.10)$$

- средний диаметр кусков исходного материала, м,

$$\bar{D}_0 = \sqrt[3]{\frac{6\bar{V}_0}{\pi}}; \quad (4.11)$$

- суммарную поверхность кусков исходного материала, м^2 ,

$$F_0 = n\pi\bar{D}_0^2. \quad (4.12)$$

3. Включить рубильники 14 и на приборе 13 (рис. 4.3), замерить мощность холостого хода N_{xx} , Вт.

4. Непрерывно подавая материал в пасть дробилки, произвести размол навески. С помощью секундомера замерить время τ_c рабочего цикла, с. Замерить на приборе 13 мощность рабочего хода N_{px} , Вт.

5. С помощью пакета сит произвести рассев помола на p фракций.

6. Определить:

- долю каждой фракции от массы исходной навески G_0 , %,

$$x_m = \frac{G_m}{G_0} \cdot 100, \quad (4.13)$$

• где G_m – вес фракции, кг; средний диаметр частиц каждой фракции, м,

$$\bar{d}_m = \frac{d_{c(m-1)} + d_{cm}}{2}, \quad (4.14)$$

где d_c – диаметр отверстий сита, м;

Максимальный размер частиц после дробления принять равным $d_{c0} = b + S$.

- степень измельчения каждой фракции

$$i_m = \frac{\bar{D}_0}{\bar{d}_m}; \quad (4.15)$$

- общую поверхность частиц каждой фракции, м².

$$F_m = 6i_m \frac{G_m}{\rho\bar{D}_0}. \quad (4.16)$$

7. Данные п.6 внести в табл. 4.2. и построить гистограмму в координатах $x_m = f(i_m)$ (рис. 3.26).

Таблица 3.26 – Результаты испытаний щековой дробилки.

Номер фракции	Вес фракции G_m , кг	Доля фракции x_m	Диаметр фракции $\bar{d}_m$, м	Степень измельчения i_m	Поверхность фракции F_m , м ²
1					
2					
....					
m					
....					
p					

8. Считая, что дробление по закону объемной теории происходит при крупном, среднем и мелком измельчении со степенью $1 < i \leq 4$, долю X , массу G и объем V материала, размолотого в интервале $1 < i \leq 4$

$$V = \frac{G}{\rho}.$$

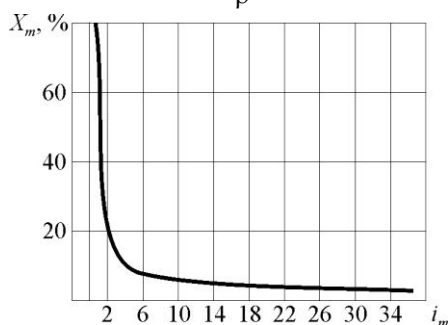


Рисунок 4.5 – Гистограмма (зависимость) $x_m = f(i_m)$

9. Определить:

- общую поверхность, образованную в процессе размола, м²,

$$\Delta F = \sum_{m=1}^{m=p} F_m - F_0 ;$$

- теоретический расход энергии на дробление при $K_0 = 1$, Дж

$$A_r = \frac{\sigma^2 \cdot V}{2E} + K_0 \cdot \Delta F ;$$

- теоретическую мощность процесса, Вт. $N_t = \frac{A_t}{\tau_u}$;
- действительную мощность процесса, Вт, $N_d = N_{px} - N_{xx}$;
- коэффициент пропорциональности $K_1 = \frac{N_d \cdot \tau_{ц}}{\Delta F} - \frac{\sigma^2 \cdot V}{2E \cdot \Delta F}$;
- действительный расход энергии A_d на дробление по формуле (1) при $K = K_1$, Дж;

- средний диаметр помола, м.
$$\bar{d} = \frac{\sum_{m=1}^{m=p} X_m \cdot \bar{d}_m}{\sum_{m=1}^{m=p} X_m}$$

- число качаний Z щеки за минуту, 1/мин, $Z = 66,5 \sqrt{\frac{tg\alpha}{S}}$

10. Вычислить производительность дробилки

$$G_t = \mu \cdot \rho \cdot Z \cdot L \cdot \bar{d} \cdot \frac{S}{tg\alpha},$$

11. Определить действительную производительность дробилки

$$G_d = \frac{G_0}{\tau_{ц}}.$$

12. Сравнить значения теоретических и действительных характеристик установки $\frac{A_t}{A_d}$, $\frac{N_t}{N_d}$, $\frac{G_t}{G_d}$. Объяснить полученные результаты и оформить отчет.

Вопросы для самоконтроля

1. Технологические цели, достигаемые измельчением.
2. Характеристика измельчаемых в химической промышленности материалов.
3. Классификация измельчения по размерам исходного и конечного продуктов.
4. Классификация способов разрушения.
5. Классификация измельчителей.
6. Суть, аналитическая форма и характеристика "поверхностной теории измельчения Риттинера.

7. Суть, аналитическая форма и характеристика "объемной" теории измельчения Кирпичева – Кикка.
8. Суть, аналитическая форма и характеристика обобщенной теории П.А. Ребиндера.
9. Цель выполнения работы.
10. Основные характеристики дробильной установки.
11. Порядок выполнения работы.
12. Устройство, принцип действия, краткая характеристика щековых дробилок.
13. Основные расчетные формулы и определения.
14. Анализ полученных результатов.

ЛИТЕРАТУРА

1. Айнштейн В.Г., Захаров М.К., Носов Г.А. и др. Общий курс процессов и аппаратов химической технологии. – М.: Высш. шк., 2002. – Кн. 1. – 912 с.
2. Александров И.А. Перегонка и ректификация в нефтепереработке. – М.: Химия, 1981. – 352.
3. Александров И.А. Ректификационные и абсорбционные аппараты. Методы расчета и основы конструирования. – М.: Химия, 1978. – 280 с.
4. Гельперин Н.И. Основные процессы и аппараты химической технологии. – М.: Химия, 1981. – 812 с.
5. Дытнерский Ю.И. Процессы и аппараты химической технологии. – М.: Химия, 1995. – 768 с.
6. Идельчик И.Е. Справочник по гидравлическим сопротивлениям. – М.: Машиностроение, 1975. – 560 с.
7. Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. – М.: Химия, 1971. – 784 с.
8. Кутателадзе С.С., Стырикович М.А. Гидравлика газожидкостных систем. – М.: Энергия, 1976. – 296 с.
9. Павлов К.Ф., Романков П.Г., Носков А.А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. – Л.: Химия, 1987. – 574 с.
10. Пери Дж. Справочник инженера-химика: Пер. с англ. /Под ред. Н.М. Жаворонкова. - Л.: Химия, 1969, – 1144 с.
11. Угинчус А.А. Гидравлика и гидравлические машины. – Харьков: Изд-во ХГУ, 1970. – 396 с.
12. Справочник химика. – М.-Л.: Химия, Т. 3, 1962. – 1066 с., Т5, 1966. 974 с.
13. Теплотехнический справочник. Т. 1,2. – М.: Энергия 1972.
14. Тютюнников А.Б., Товажнянский Л.Л., Готлинская А.П. Основы расчёта и конструирования массообменных колонн. – Киев: Вища школа, 1989. – 224 с.
15. Тютюнников А.Б., Товажнянский Л.Л., Готлинская А.П. Контактные элементы массообменных колонн. – Киев: ІСДО Вища школа, 1993. – 440 с.

ОГЛАВЛЕНИЕ

Предисловие	3
РАЗДЕЛ 1 Гидромеханические процессы.....	3
Лабораторная работа 1.1. Основные гидродинамические характеристики потока жидкости	3
Лабораторная работа 1.2. Определение гидравлических сопротивлений в трубопроводах	10
Лабораторная работа 1.3. Изучение гидравлического сопротивления насадочной колонны	18
Лабораторная работа 1.4. Истечение жидкостей из отверстий и насадков	28
Лабораторная работа 1.5. Изучение процесса фильтрования на элементе нутч-фильтра	37
Лабораторная работа 1.6. Отстойная центрифуга	42
Лабораторная работа 1.7. Перемешивание суспензий	47
Лабораторная работа 1.8. Изучение работы и характеристик поршневого компрессора	56
Лабораторная работа 1.9. Тарелочный разделительный сепаратор	66
РАЗДЕЛ 2 Тепловые процессы.....	76
Лабораторная работа 2.1. Изучение процесса теплопередачи в теплообменнике типа труба в трубе.....	76

Лабораторная работа 2.2.	
Сравнительные теплогидравлические характеристики пластинчатых теплообменных аппаратов	89
Лабораторная работа 2.3.	
Роторный тонкоплёночный испаритель	99
Лабораторная работа 2.4.	
Изучение работы и характеристик паровой компрессионной холодильной машины	107
Лабораторная работа 2.5	
Определение нестационарного температурного поля в твердом теле	18
РАЗДЕЛ 3 Массообменные процессы	135
Лабораторная работа 3.1.	
Физическая модель укрепляющей части непрерывнодействующей ректификационной колонны	135
Лабораторная работа 3.2.	
Периодическая ректификация	147
Лабораторная работа 3.3.	
Изучение кинетики конвективной сушки	156
Лабораторная работа 3.4.	
Определение влагосодержания сырьевых объектов пищевого назначения	172
Лабораторная работа 3.5.	
Изучение кинетических характеристик процесса экстракции в системе твердое тело—жидкость	181
Лабораторная работа 3.6.	
Изучение устройства, работы и характеристик щёковой дробилки	190
Литература	202
Приложение	176