

Учреждение образования
«БЕЛОРУСКИЙ ГОСУДАРСТВЕННЫЙ
ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЙ УНИВЕРСИТЕТ»

В. А. Марков, С. К. Протасов, А. А. Боровик

ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ ХИМИЧЕСКОЙ ТЕХНОЛОГИИ

ЛАБОРАТОРНЫЙ ПРАКТИКУМ

*Допущено
Министерством образования Республики Беларусь
в качестве учебного пособия для студентов высших учебных заведений
по химико-технологическим специальностям*

Минск 2011

УДК 66.02(076.5)
ББК 35.11я7
М26

Р е ц е н з е н т ы :

кафедра «Физикохимия материалов» БГЭУ
(заведующий кафедрой доктор химических наук,
профессор *Н. П. Матвейко*);
доктор технических наук, профессор, заведующий
кафедрой «Технологии и техническое обеспечение
процессов переработки сельскохозяйственной
продукции» БГАТУ *В. Я. Груданов*

Все права на данное издание защищены. Воспроизведение всей книги или ее части не может быть осуществлено без разрешения учреждения образования «Белорусский государственный технологический университет».

Марков, В. А.

М26 Процессы и аппараты химической технологии. Лабораторный практикум : учеб. пособие для студентов высших учебных заведений по химико-технологическим специальностям / В. А. Марков, С. К. Протасов, А. А. Боровик. – Минск : БГТУ, 2011. – 206 с.
ISBN 978-985-530-059-6.

Рассмотрена методика выполнения работ и проведения расчетов, а также лабораторные контрольно-измерительные приборы. Лабораторные работы представлены по разделам: техническая гидравлика, гидромеханические, тепловые и массообменные процессы. Каждая работа включает цель, теорию, описание установки, последовательность выполнения и проведения расчетов, а также вопросы для самоподготовки. В приложение включены в достаточном объеме необходимые справочные данные.

**УДК 66.02(076.5)
ББК 35.11я7**

ISBN 978-985-530-059-6 © УО «Беларуский государственный технологический университет», 2011
© Марков В. А., Протасов С. К.,
Боровик А. А., 2011

ПРЕДИСЛОВИЕ

Учебное пособие по дисциплине «Процессы и аппараты химической технологии» для студентов химико-технологического профиля образования является практическим дополнением к учебникам по данной дисциплине.

Пособие соответствует программе курса «Процессы и аппараты химической технологии», который является ведущей дисциплиной общепромышленного цикла подготовки студентов как химико-технологического, так и инженерно-технического профиля образования. Эффективность освоения и успешное использование на практике полученных знаний и навыков по данной дисциплине в значительной мере зависят от оптимального соотношения между теорией и практикой.

Практические занятия проводятся в учебной лаборатории, которая оснащена физическими модельными установками, включающими действующие типовые аппараты и машины.

Проведение занятий в учебной лаборатории позволяет студентам: теоретически изучить основные принципы и методы моделирования, практически изучить типовые технологические процессы; ознакомиться с назначением, устройством и принципом действия аппаратов и машин; научиться самостоятельно управлять установками и их обслуживать; практически освоить работу современных контрольно-измерительных приборов и приборов дистанционного управления; изучить физико-химическую сущность технологических процессов; научиться определять основные характеристики и определять факторы, влияющие на производительность и эффективность работы установок и аппаратов; научиться самостоятельно и критически проводить анализ полученных опытных данных; выработать навыки в получении эмпирических зависимостей для расчета конкретных промышленных процессов.

Работа студентов в учебной лаборатории процессов и аппаратов является первым шагом при переходе от высшего технического учебного заведения к предприятию.

Учебное пособие включает пять разделов: общие методические вопросы, техническая гидравлика, гидромеханические, тепловые и массообменные процессы. Первый раздел состоит из двух глав. В первой главе рассматриваются общеметодические вопросы по проведению, расчету и оформлению работ. Во второй главе приве-

дены конструкции, рассмотрены назначение, принцип действия и обработка показаний измерительных приборов, используемых в лаборатории. Остальные четыре раздела включают лабораторные работы по соответствующим тематикам. Все разделы содержат введение, в котором показана значимость (важность) материала и его взаимосвязь с другими разделами.

Каждая работа начинается с цели, которой должны достичь студенты при проведении опытов и расчетов. Далее приводятся теория и основные определения, схема и описание установки, последовательность выполнения работы и проведения расчетов, содержание отчета, а также вопросы для самоподготовки и самоконтроля. В приложении даются сведения справочного характера, что позволяет проводить расчеты по всем работам без дополнительной литературы.

Практически все лабораторные установки и соответствующие описания лабораторных работ позволяют изменять объем задания, которое выполняется студентами в конкретных условиях в зависимости от специальности и специализации студентов, а также от количества лабораторных занятий.

Данное издание отличается от лабораторного практикума «Працэсы і апараты хімічнай тэхналогіі» (2008), во-первых, тем, что оно написано на русском языке. Это связано со значительным увеличением в БГТУ контингента иностранных студентов с дальнего зарубежья, языком обучения которых является русский язык. Во-вторых, данное издание существенно переработано и дополнено. Приложение практикума расширено таблицами, позволяющими упростить перевод величин из одной размерности в другую, находить свойства растворов и жидких смесей и др.

Раздел I, работы 1, 5 (раздел II) написаны А. А. Боровиком, работы 2 (раздел II), 6 (раздел III), 12 (раздел IV), 14, 16, 19, 20 (раздел V) – В. А. Марковым и А. И. Ершовым, работы 4 (раздел II), 7, 8, 9, 10 (раздел III), 11, 13 (раздел IV), 15, 17, 18 (раздел V) – С. К. Протасовым, работа 3 (раздел II) – совместно С. К. Протасовым и А. А. Боровиком.

Данное пособие базируется на опыте работы лаборатории кафедры «Процессы и аппараты химических производств» ПиАХП Белорусского государственного технологического университета, основателем которой является профессор А. И. Ершов.

Авторы благодарны сотрудникам вышеназванной кафедры за полезные замечания и советы и выражают особую признательность инженерам Л. М. Понамаревой и М. Ю. Костиной за техническую помощь при подготовке пособия.

Раздел I

ОБЩИЕ МЕТОДИЧЕСКИЕ ВОПРОСЫ

При практическом изучении технологических процессов и установок с действующими машинами и аппаратами необходимо знать и использовать общие подходы к выполнению работ и оформлению отчета. Проведение расчетов и анализ полученных результатов требует большого числа вычислений. Поэтому рациональная техника расчетов позволяет в значительной степени избежать, а при наличии – вовремя заметить и исправить ошибки. Все это дает возможность не только проводить расчеты с достаточной точностью, но и экономить время, отведенное для выполнения работ в целом.

Все лабораторные установки оснащены современными контрольно-измерительными приборами и приборами дистанционного управления. Поэтому знание принципа их действия и правил использования дают возможность технически грамотно и уверенно применять эти приборы при выполнении работ и обработке результатов исследований.

Глава 1

УКАЗАНИЯ К ПРОВЕДЕНИЮ РАБОТ

1.1. Подготовка к выполнению работ и их выполнение

Перед выполнением лабораторной работы студент должен изучить содержание лабораторной работы, определения и теоретические основы процессов с необходимыми расчетными зависимостями и последовательностью их использования, устройство и принцип действия лабораторной установки, а также порядок выполнения работы и проведения расчетов. Перед выполнением работ студент обязан пройти инструктаж по технике безопасности.

При выполнении лабораторных работ студент должен руководствоваться описанием работ и указаниями преподавателя, а также строго выполнять требования техники безопасности.

1.2. Проведение расчетов

При проведении инженерных расчетов по процессам и аппаратам химической технологии необходимо учитывать следующее.

1.2.1. Ошибки в расчетах

Чаще всего допустимая погрешность в инженерных расчетах составляет несколько процентов. Чтобы выдержать эту точность, рекомендуется использовать величины, содержащие не менее трех значащих цифр (например, 75,3, или 7,53, или 0,753, или 0,0753 и т. д.). Исключением являются числа, которые начинаются с 1: чтобы избежать снижения точности, их целесообразно брать с четырьмя значащими цифрами (например, 14,53, или 1,453, или 0,1453 и т. д.).

Поскольку в ходе расчетов ошибка может накапливаться, то промежуточные величины целесообразно брать с одной дополнительной значащей цифрой. Вышеизложенные рекомендации по точности расчетов не затрагивают величины, которые выражены целыми числами (например, число контактных тарелок).

Для облегчения проверки и обнаружения ошибок в расчетах рекомендуется записывать все необходимые формулы и зависимости в общем виде с дальнейшей подстановкой в них числовых значений в порядке, определяемом формулой, причем конечный результат должен быть записан с соответствующей размерностью (по возможности в системе единиц СИ). Например, нужно определить среднюю (среднерасходную) скорость газа с массовым расходом $G = 0,02$ кг/с и плотностью $\rho = 1,4$ кг/м³ в трубопроводе с внутренним диаметром $d = 40$ мм. Получаем: площадь поперечного сечения трубопровода $S = \frac{\pi D^2}{4} = \frac{\pi 0,04^2}{4} = 1,257 \cdot 10^{-3}$ м²; объемный

расход газа $Q = \frac{G}{\rho} = \frac{0,02}{1,4} = 1,428 \cdot 10^{-2}$ м³/с; средняя скорость газа

$$w = \frac{Q}{S} = \frac{1,428 \cdot 10^{-2}}{1,257 \cdot 10^{-3}} = 11,36 \text{ м/с.}$$

При обработке опытных и расчетных данных в большинстве случаев необходимо определить их относительное отклонение Δ , %. Для этого используют формулу

$$\Delta = \frac{|x_{\text{э}} - x_{\text{расч}}|}{x_{\text{min}}} 100\%,$$

где $x_э$ – опытная величина; $x_{расч}$ – расчетная величина; x_{min} – наименьшая величина из $x_э$ и $x_{расч}$.

Например, опытные и расчетные потери давления составляют: $\Delta p = 463$ Па и $\Delta p_{расч} = 427$ Па. Тогда $\Delta p_{min} = \Delta p_{расч} = 427$ Па и их относительное отклонение

$$\Delta = \frac{|\Delta p_э - \Delta p_{расч}|}{\Delta p_{расч}} 100\% = \frac{|463 - 427|}{427} 100\% = 8,43\%.$$

1.2.2. Форма записи информации

С целью улучшения наглядности приведенной информации числовые значения различных величин, в том числе и физических, рекомендуется записывать в степенной форме. Например, вместо 0,000825 нужно записать $8,25 \cdot 10^{-4}$, а вместо 1 987 000 следует записать $1,987 \cdot 10^6$. Необходимо обратить внимание на то, что числа, приведенные в степенной форме, например $5 \cdot 10^4$, находятся между $10^4 = 10\,000$ и $10^5 = 100\,000$, т. е. $10^4 < 5 \cdot 10^4 < 10^5$.

Иногда на осях графиков и в таблицах используют краткие числовые записи величин. Например, нужно определить коэффициент поверхностного натяжения воды при 20°C . Из табл. 4 приложения данного пособия находим, что $\sigma \cdot 10^3 = 72,8$ Н/м. Таким образом, искомая величина коэффициента поверхностного натяжения составит $\sigma = \frac{72,8}{10^3} = 7,28 \cdot 10^{-2}$ Н/м.

1.2.3. Использование таблиц и графиков для определения физических свойств веществ

Справочные данные, необходимые для расчетов, в полном объеме приведены в форме таблиц и графиков в приложении практикума.

В некоторых случаях при использовании таблиц необходимо применять методы линейной интерполяции. Например, нужно определить плотность воды при температуре 35°C . В табл. 4 приложения пособия находим ближайшие предельные значения плотности: при $t_1 = 20^\circ\text{C}$ $\rho_1 = 998$ кг/м³, а при $t_2 = 40^\circ\text{C}$ $\rho_2 = 992$ кг/м³. Путем линейной интерполяции определяем искомую плотность воды:

$$\rho = \rho_1 + \frac{\rho_2 - \rho_1}{t_2 - t_1} (t - t_1) = 998 + \frac{992 - 998}{40 - 20} (35 - 20) = 993,5 \text{ кг/м}^3.$$

1.2.4. Графическое интегрирование

При проведении расчетов в некоторых случаях (в работах № 17 и 20 при графическом интегрировании) необходимо приблизительно найти площадь криволинейной трапеции, которая ограничена снизу осью абсцисс, слева и справа – вертикальными прямыми 1, 2, а сверху – кривой линией 3, аналитическое выражение которой неизвестно (обычно она получается на основании опытных данных).

Необходимо подчеркнуть, что криволинейная трапеция должна быть отображена на миллиметровой бумаге или в тетради с клетками, т. е. в масштабной сетке.

Например, нужно приблизительно найти площадь S такой фигуры, которая изображена на рис. 1.

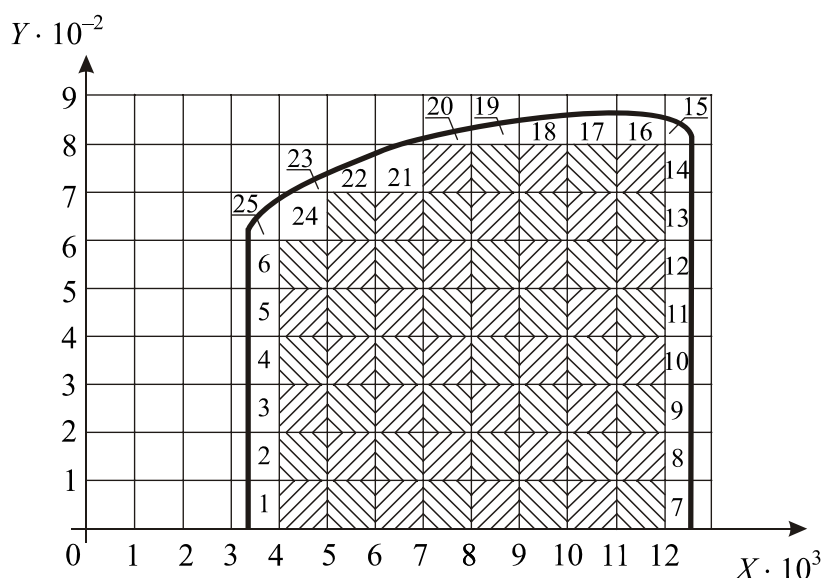


Рис. 1. Нахождение площади криволинейной трапеции

Сначала подсчитываем количество клеток, которые полностью содержатся в фигуре (эти клетки заштрихованы). Таких клеток $6 \cdot 8 + 7 + 5 = 60$, площадь их $S_1 = 60$ кв. единиц. Далее приблизительно (субъективно) находим площадь клеток, которые частично находятся в рассматриваемой трапеции. Очевидно, что клетки с номерами 1, 2, 3, 4, 5 и 6 имеют одинаковую площадь, приблизительно равную $2/3$ единицы, поэтому $S_2 \approx 6 \cdot \frac{2}{3} = 4$ кв. единицы. Аналогично площадь клеток с номерами 7–14 $S_3 \approx 8 \cdot \frac{1}{2} = 4$ кв. единицы. Далее приблизительно находим площадь остальных клеток (индекс площади

соответствует номеру клетки): $S_{15} \approx \frac{1}{5}$; $S_{16} \approx \frac{1}{2}$; $S_{17} \approx \frac{4}{7}$; $S_{18} \approx \frac{4}{7}$;
 $S_{19} \approx \frac{1}{3}$; $S_{20} \approx \frac{1}{6}$; $S_{21} \approx \frac{4}{5}$; $S_{22} \approx \frac{1}{2}$; $S_{23} \approx \frac{1}{6}$; $S_{24} \approx \frac{6}{7}$; $S_{25} \approx \frac{1}{3}$. Тогда $S' =$
 $= S_1 + S_2 + S_3 + S_{15} + S_{24} + S_{25} = 60 + 4 + 4 + \frac{1}{5} + \frac{1}{2} + \frac{4}{7} + \frac{3}{7} +$
 $+\frac{1}{3} + \frac{1}{6} + \frac{4}{5} + \frac{1}{2} + \frac{1}{6} + \frac{6}{7} + \frac{1}{3} = 72,857$ кв. единиц. С учетом масштаба оси
 $X (S_1 = 0,001)$ и оси $Y (S_2 = 100)$ действительная площадь криволиней-
ной трапеции приблизительно равна $S' \cdot S_1 \cdot S_2 = 7,2857$ кв. единиц.

1.2.5. Построение графических зависимостей

При построении графиков величин, полученных на основании опытных данных, следует учитывать следующее. Графики строят в двухмерной системе координат. На оси ординат должна быть обозначена переменная функция в соответствующей размерности, а на оси абсцисс – переменная-аргумент также в соответствующей размерности. Например, при построении графической зависимости потерь давления Δp , Па, от скорости газа w_r , м/с (рис. 2), на оси абсцисс откладывают аргумент (скорость газа w_r , м/с), а на оси ординат – функцию (потери давления Δp , Па).

При этом сам график является плавной кривой (*а не ломаной линией*), которая наиболее близко расположена к экспериментальным точкам (рис. 2).

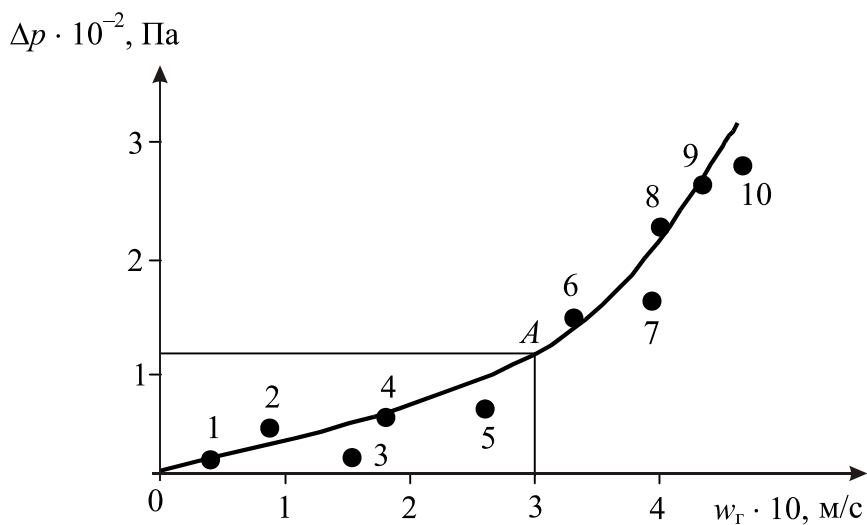


Рис. 2. Зависимость гидравлического сопротивления от скорости газа

В общем случае аналитически строгое построение кривой производится соответственно аппроксимационному методу расчета (например, методу наименьших квадратов). Но при построении графиков в отчете разрешается проводить кривую линию субъективно. Форма графика должна соответствовать кривой, определяющей функциональную зависимость, полученную теоретическим или иным способом. Например, теоретически известно, что зависимость гидравлического сопротивления Δp от скорости газа в некотором аппарате является квадратичной и соответствует уравнению $\Delta p = kw_{\Gamma}^2$ (k – константа), тогда на графике (рис. 2) сначала откладываются опытные точки 1, 2, 3, ..., 9, 10, а затем строится кривая линия, близкая к параболе.

Для рационального размещения величин на координатных осях разрешается использовать степенную форму записи аргумента и функции. Например, точка A на графике $\Delta p = f(w_{\Gamma})$ (рис. 2) соответствует скорости газа $w_{\Gamma} = \frac{3}{10} = 0,3$ м/с и потерям давления

$$\Delta p = \frac{1,2}{10^{-2}} = 120 \text{ Па.}$$

1.3. Оформление отчета и защита лабораторной работы

Перед защитой лабораторной работы студент представляет преподавателю соответственно оформленный отчет. Текст отчета должен быть изложен последовательно и выполнен аккуратно и разборчиво (содержание и последовательность оформления отчета приведены в каждой работе). Отчет представляется студентом индивидуально в отдельной тетради или на отдельных скрепленных листах. Без отчета или с грубыми нарушениями оформления лабораторной работы студент к защите не допускается.

1.4. Пример оформления отчета

Работа № 9 ПЕРЕМЕШИВАНИЕ В ЖИДКОЙ СРЕДЕ

Цель работы: опытным и расчетным путем определить потери мощности на перемешивание.

Целью перемешивания в жидкой среде является обеспечение равномерности распределения фаз в гетерогенных системах, а так-

же интенсификация тепловых, массообменных и химических процессов путем подвода внешней энергии.

Наиболее важными параметрами перемешивающих устройств являются:

- 1) эффективность устройства;
- 2) интенсивность его действия.

Эффективность перемешивающего устройства характеризует качество проведения процесса перемешивания и зависит от величины подведенной внешней энергии, а также от конструкции перемешивающего устройства и аппарата.

Интенсивность перемешивания определяется временем достижения заданного технологического результата или числом оборотов при фиксированной продолжительности процесса (для механических мешалок). Технологическое перемешивание в жидких средах может проводиться в трубопроводах; аппаратах с циркуляцией, которая осуществляется насосом; аппаратах, где через жидкость пропускается сжатый газ; аппаратах с механическими мешалками.

На практике наибольшее распространение получили аппараты с механическими мешалками, которые закреплены на валу и совершают вращательные движения в жидкой среде.

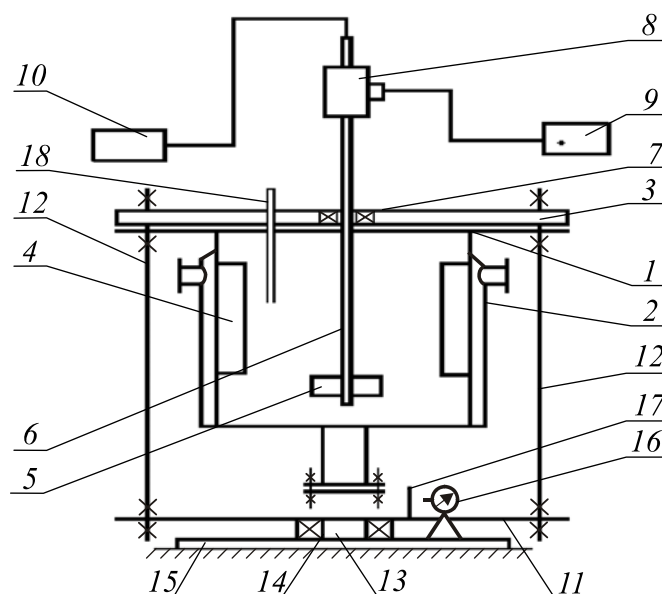


Схема лабораторной установки:

- 1 – емкость; 2 – тепловая рубашка; 3 – крышка емкости;
 4 – вертикальные перегородки; 5 – мешалка; 6 – вал;
 7 – подшипник вала; 8 – электродвигатель; 9 – блок питания;
 10 – тахометр; 11 – опорный диск; 12 – стойки; 13 – ось опоры;
 14 – подшипник оси; 15 – станина; 16 – динамометр;
 17 – упор; 18 – термометр

В зависимости от конструкции различают лопастные, пропеллерные, турбинные и специальные мешалки. По количеству оборотов их можно разделить на быстроходные и тихоходные. К тихоходным мешалкам, делающим не более 1 об/с относят, например, некоторые лопастные мешалки, к быстроходным – турбинные и пропеллерные.

В зависимости от вида потока, образующегося в аппарате, выделяют мешалки, создающие тангенциальные, радиальные, осевые и смешанные течения.

Мерой подведенной к жидкости с помощью механической мешалки внешней энергии является полезная мощность N . Для ее определения используют формулу

$$N = K_N \rho n^3 d_M^5, \quad (9.1)$$

где K_N – коэффициент (критерий) мощности (модифицированный критерий Эйлера), который получен на основе теории подобия; ρ – плотность перемешиваемой жидкой среды, кг/м³; n – число оборотов мешалки в единицу времени, с⁻¹; d_M – диаметр мешалки, м.

Для большинства типов и конструкций вращающихся механических мешалок, работающих в стационарном режиме, для нахождения K_N используются критериальные зависимости степенного вида

$$K_N = C Re_M^m \quad (9.2)$$

или графические зависимости $K_N = f(Re_M)$, приведенные в специальной литературе. Коэффициент C зависит от конструкции мешалки и аппарата; Re_M – модифицированный критерий Рейнольдса

$$Re_M = \frac{\rho n d_M^2}{\mu}, \quad (9.3)$$

где μ – коэффициент динамической вязкости перемешиваемой среды, Па · с.

Показатель степени m и коэффициент C в уравнении (9.2) для отдельных типов мешалок определяют экспериментально на модельных установках.

Опытные и рассчитанные данные приведены в таблице.

Измеренные и рассчитанные величины

№ опыта	$n, \text{с}^{-1}$	$t, \text{С}$	$K \cdot 10^3, \text{м}$	$N_3, \text{Вт}$	Re_M	Eu_M	$N, \text{Вт}$	$\Delta, \%$
1	2	20	2	2,14	72 056	0,9	1,78	20,2
2	4	20	22	16,56	144 111	0,9	14,234	16,3
3	6	20	91	55,37	216 167	0,9	48,04	15,3

Пример расчетов для $n = 4 \text{ с}^{-1}$.

При $t = 20^\circ\text{C}$ плотность среды (воды) $\rho = 998 \text{ кг/м}^3$, а коэффициент динамической вязкости $\mu = 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$. Модифицированный критерий Рейнольдса определяем с помощью формулы (9.3):

$$\text{Re}_m = \frac{\rho n d_m^2}{\mu} = \frac{998 \cdot 4 \cdot 0,19^2}{10^{-3}} = 1,441 \cdot 10^3.$$

По графику (рис. 3 приложения) согласно значению $\text{Re}_m = 1,441 \cdot 10^3$ находим $\text{Eu}_m = 0,9$.

Полезную мощность рассчитываем по уравнению (9.1):

$$N = K_N \rho n^3 d_m^5,$$

при этом $K_N = \text{Eu}_m$.

$$N = 0,9 \cdot 998 \cdot 4^3 \cdot 0,19^5 = 14,234 \text{ Вт}.$$

Находим относительное отклонение рассчитанной N и опытной N_9 мощностей:

$$\Delta = \frac{|N_9 - N|}{N} 100\% = \frac{|16,56 - 14,234|}{14,234} 100\% = 16,341\%.$$

Таким образом, величина опытной мощности N_9 на 16,341% больше величины расчетной мощности, что обусловлено возможными ошибками измерения величин K_N и n , а также неточностью графической зависимости $K_N = f(\text{Re}_m)$.

Глава 2 ЛАБОРАТОРНЫЕ ИЗМЕРИТЕЛЬНЫЕ ПРИБОРЫ, ОБРАБОТКА РЕЗУЛЬТАТОВ ИЗМЕРЕНИЙ

2.1. Измерение давления

2.1.1. Устройство и принцип действия манометров и вакуумметров

Для определения абсолютного давления в лабораториях используют *манометры* и *вакуумметры*.

Для измерения избыточного давления $p_{\text{изб}}$ газа используют технические манометры. В таких приборах, например, латунная трубка сгибается по окружности и присоединяется к сосуду с давлени-

ем, которое превышает атмосферное (рис. 3).

На каждый квадратный сантиметр поверхности трубки действует избыточное давление, направленное с середины. Но площадь наружной поверхности трубки больше площади ее внутренней поверхности. Поэтому суммарная сила давления отгибает концы трубки вверх, выравнивая трубку. Барабан со стрелкой соединен с концом трубки, а шкала проградуирована в единицах давления. Поэтому отклонение стрелки по шкале пропорционально измеряемому в сосуде давлению. Такой же принцип измерения давления реализован и в

вакуумметрах, которые используются для определения давления, меньшего за атмосферное. У них на каждый квадратный сантиметр поверхности латунной трубки действует избыточное внешнее атмосферное давление, направленное внутрь трубки. Поэтому трубка сгибается в середину и ее концы приближаются.

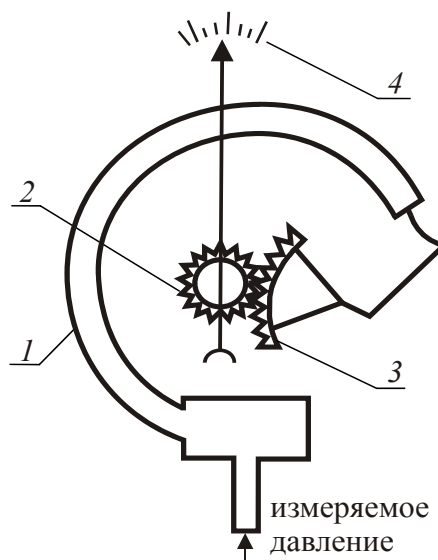


Рис. 3. Схема манометра:

- 1 – латунная трубка;
- 2 – барабан со стрелкой;
- 3 – передаточный механизм;
- 4 – шкала манометра

2.1.2. Обработка показаний манометров

Манометры показывают избыточное давление $p_{\text{изб}}$. Для определения абсолютного давления p нужно к барометрическому (атмосферному) давлению p_0 добавить избыточное давление $p_{\text{изб}}$:

$$p = p_0 + p_{\text{изб}}$$

При расчетах можно принять

$$p = p_0 = 1,013 \cdot 10^5 \text{ Па,}$$

где p_0 – нормальное барометрическое (атмосферное) давление.

2.1.3. Обработка показаний вакуумметров

С помощью вакуумметра измеряют вакуумметрическое давление $p_{\text{в}}$. Чтобы определить абсолютное давление p , необходимо от барометрического давления p_0 отнять вакуумметрическое давление $p_{\text{в}}$: $p = p_0 - p_{\text{в}}$.

При работе с манометрами и вакуумметрами надо учитывать, что техническая атмосфера (1 ат) = 1 кгс/см² = 98 100 Па = 735,6 мм рт. ст., 1 физическая атмосфера (1 атм) = 101 300 Па = 760 мм рт. ст. = 1,033 кгс/см²; 1 бар = 10⁵ Па = 100 кПа.

Например, манометр показывает 1,6 кгс/см², тогда

$$p_{\text{изб}} = 1,6 \cdot 98\,100 \text{ Па} = 156\,960 \text{ Па},$$

а абсолютное давление $p = p_{\text{б}} + p_{\text{изб}} = 101\,300 + 156\,960 = 258\,260 \text{ Па}$.

2.2. Определение перепада давлений

2.2.1. Дифференциальные манометры, пьезометрические трубки

Дифференциальный манометр (дифманометр, U-образная трубка) относится к приборам, с помощью которого находят перепад давления Δp . Например, при движении газа в трубе между двумя поперечными сечениями потоков 1 и 2 возникают потери или перепад давления Δp (рис. 4). При этом

$$\Delta p = p_1 - p_2,$$

где p_1 и p_2 – давления газа в сечениях трубы 1 и 2.

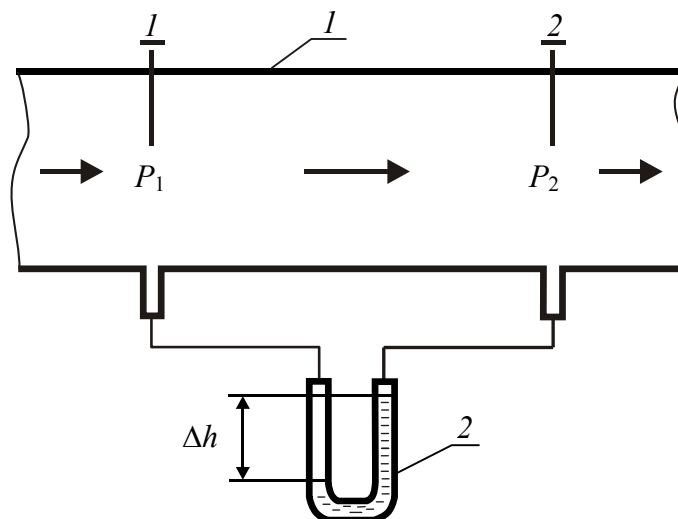


Рис. 4. Присоединение дифманометра к трубопроводу:
1 – трубопровод, по которому движется газ; 2 – дифманометр,
в котором находится жидкость с плотностью $\rho_{\text{ж}}$, кг/м³

В некоторых дифманометрах измеряется перепад уровней жидкости Δh , мм вод. ст. Тогда

$$\Delta p = (\rho_{\text{ж}} - \rho)g\Delta h,$$

где $\rho_{\text{ж}}$ – плотность жидкости в дифманометре, кг/м^3 ; ρ – плотность газа в трубопроводе, кг/м^3 ; $g \approx 9,81 \text{ м/с}^2$ – ускорение свободного падения; Δh – разность уровней жидкости в левой и правой ветвях дифманометра, м. Если $\rho_{\text{ж}} \gg \rho$,

$$\Delta p = \rho_{\text{ж}} g \Delta h.$$

Рассмотрим случай, когда проводится определение потерь давления Δp между двумя сечениями трубы, в которой движется воздух при температуре $t = 20^\circ\text{C}$ и избыточном давлении $p_{\text{изб}} = 0,2 \text{ кгс/см}^2$. При этом показания водяного дифманометра $\Delta h = 79 \text{ мм}$. Плотность воздуха при температуре t и давлении $p_{\text{изб}}$ находим по формуле

$$\begin{aligned} \rho &= \rho_0 \frac{p_6 + p_{\text{изб}}}{p_0} \frac{T_0}{T_0 + t} = \\ &= 1,293 \cdot \frac{101\,300 + 0,2 \cdot 98\,100}{101\,300} \cdot \frac{273}{273 + 20} = 1,438 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}, \end{aligned}$$

где $\rho_0 = \frac{M}{22,4}$ – плотность газа при 0°C ($273,15 \text{ К}$), кг/м^3 ; M – молярная масса газа, кг/кмоль ; $p_6 = p_0 = 760 \text{ мм рт. ст.} = 1,013 \cdot 10^5 \text{ Па}$. При температуре $t = 20^\circ\text{C}$ плотность жидкости (воды) $\rho_{\text{ж}} = 998 \text{ кг/м}^3$. Тогда

$$\Delta p = (\rho_{\text{в}} - \rho) g \Delta h = (998 - 1,438) \cdot 9,81 \cdot 79 \cdot 10^{-3} = 772,3 \text{ Па.}$$

Рассчитаем $\Delta p'$ по приближенной формуле:

$$\Delta p' = \rho_{\text{ж}} g \Delta h = 998 \cdot 9,81 \cdot 79 \cdot 10^{-3} = 773,4 \text{ Па.}$$

Относительное отклонение найденных величин

$$\Delta = \frac{\Delta p' - \Delta p}{\Delta p} 100\% = \frac{773,4 - 772,3}{772,3} 100\% = 0,14\%$$

невелико и указывает на достаточную точность использования формулы $\Delta p \approx \rho_{\text{ж}} g \Delta h$.

Применяются и такие дифманометры, которые непосредственно показывают перепад давления ΔP , Па (шкала этих приборов проградуирована в паскалях).

Если плотность газа сильно меняется от сечения 1 к сечению 2, то в расчетах необходимо использовать среднюю плотность газа $\rho_{\text{ср}}$.

Перепад давления при движении жидкости в трубах определяют с помощью пьезометрических трубок. При этом измерительной жидкостью в пьезометрических трубках является жидкость, которая движется в трубах. Определение ΔP проводят по методике для дифференциального манометра.

2.2.2. Микроманометры

Для более точного определения разности давления Δp используют микроманометры. При этом Δp рассчитывают по формулам $\Delta p = (\rho_{\text{ж}} - \rho)g\Delta hK$ или $\Delta p = \rho_{\text{ж}}g\Delta hK$, где Δh – показания измерительной трубки, м; K – безразмерный коэффициент, учитывающий угол наклона измерительной трубки микроманометра (значения K приведены на самом приборе).

2.3. Определение объемного расхода и скорости

2.3.1. Определение объемного расхода жидкости с помощью ротаметров и мерных емкостей

2.3.1.1. Ротаметры. Для определения объемного расхода жидкости, а в некоторых случаях и газа применяют ротаметры (рис. 5).

Стеклянный корпус 1 ротаметра представляет собой конус с расширением вверх, в котором снизу вверх движется жидкость и перемещается поплавков 2. Принцип действия ротаметра основан на восприятии поплавком динамического напора жидкости (газа). Поток жидкости движется снизу вверх: при этом при подъеме поплавка проходной зазор между наибольшим диаметром поплавка и внутренним диаметром конусной трубки увеличивается, перепад давления на поплавок уменьшается. Когда перепад давления станет равным весу поплавка, наступает равновесие. При этом каждому положению поплавка в ротаметре соответствует определенное значение расхода.

Измерения проводят по верхней грани поплавка. Далее по полученному числу делений определяют объемный расход жид-

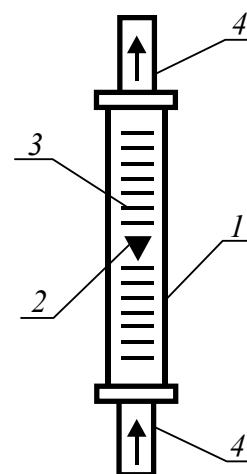


Рис. 5. Схема ротаметра:
1 – стеклянный корпус ротаметра с делениями;
2 – поплавок;
3 – шкала ротаметра;
4 – трубопровод, по которому движется жидкость или газ

кости (газа) с помощью специального тарировочного графика, который является графической зависимостью объемного расхода от числа делений по шкале ротаметра. Тарировочный график размещен на стенде лабораторной установки.

2.3.1.2. Мерные емкости. Объемный расход жидкости можно также определить с помощью мерной емкости и секундомера: объемный расход находится делением замеренного с помощью мерной емкости объема жидкости на время ее заполнения.

2.3.2. Определение объемного расхода газа с помощью трубки Пито и измерительной диафрагмы

Объемный расход газа можно найти с помощью трубки Пито или измерительной диафрагмы, которые соединены с дифференциальным манометром (рис. 6, 7).

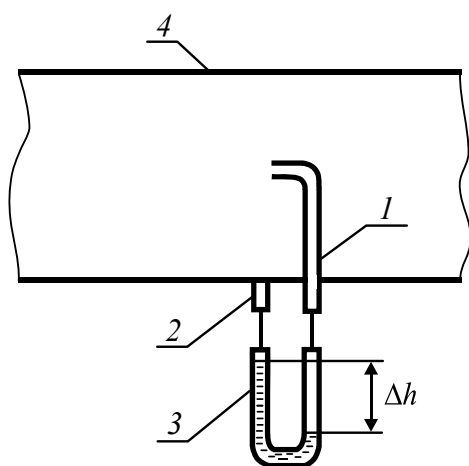


Рис. 6. Трубка Пито:

- 1 – трубка полного давления;
- 2 – трубка статического давления;
- 3 – дифманометр; 4 – трубопровод

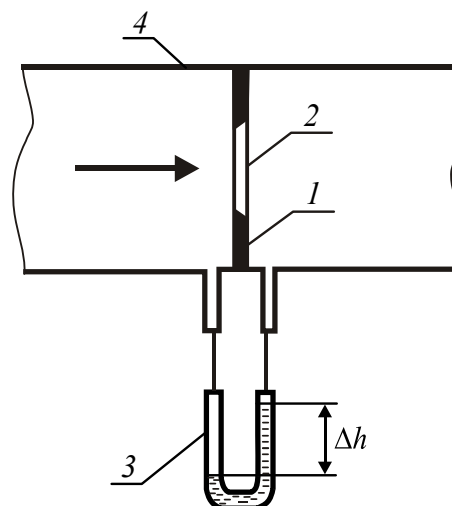


Рис. 7. Измерительная диафрагма:

- 1 – диафрагма; 2 – отверстие диафрагмы; 3 – дифманометр;
- 4 – трубопровод

В обоих случаях измеряют перепады уровней жидкости Δh в дифманометрах.

Далее по методикам расчета, которые приведены в работе № 6 для *трубки Пито* и в работе № 2 для *измерительной диафрагмы*, определяют объемный расход газа. На некоторых лабораторных установках к *трубкам Пито* и *диафрагмам* приложены соответствующие тарировочные графики для определения объемного расхо-

да газа. При этом тарировочный график является графической зависимостью объемного расхода от измеренного перепада уровней Δh в дифманометре. При определении скорости и расхода в газовых потоках при давлении от 720 до 760 мм рт. ст. и температурах от 15 до 30°C ошибка данных, полученных с помощью тарировочных графиков, не превышает 2%.

2.3.3. Определение локальных скоростей с помощью аэродинамического зонда

Для определения скорости газа в разных точках трубы или аппарата (так называемых локальных скоростей) в лаборатории используется аэродинамический зонд, соединенный с микроманометром. Подробнее устройство, принцип действия зонда и порядок расчетов описан в работе № 2.

2.4. Определение влажности воздуха

Для определения относительной влажности и температуры движущегося воздуха в работе № 19 используется *термогигрометр*. Принцип действия этого прибора основан на зависимости диэлектрической проницаемости полимерного влагопоглощающего слоя, размещенного между двумя электродами, один из которых влагопроницаемый, от влажности окружающей среды.

После включения прибора через ~10 с термогигрометр переходит в рабочий режим.

В рабочем режиме на индикаторе высвечивается значение относительной влажности или температуры и светится соответствующий светодиод: для относительной влажности – процент RH, а для температуры – градус Цельсия.

Для определения относительной влажности и температуры воздуха в помещении используется *психрометр*, содержащий сухой и мокрый термометры. По показаниям этих термометров рассчитывается разность температур. Далее с помощью специальной психрометрической таблицы, приведенной на панели прибора, устанавливается относительная влажность воздуха (в процентах). Относительную влажность воздуха можно определить также с помощью специальной номограммы на стенде лабораторной установки к работе № 19.

2.5. Определение концентрации вещества в жидкости

Для определения концентрации растворенного вещества в жидкой смеси при выполнении работы № 16 используется *pH-метр*, а в работе № 14 – *рефрактометр*.

Принцип действия pH-метра основан на различной электропроводности растворов в зависимости от концентрации растворенного в жидкости вещества.

В основе работы рефрактометра лежит зависимость коэффициента оптического преломления растворов от концентрации растворенного вещества.

Методики работы с этими приборами и обработки данных приведены на стендах лабораторных установок.

Раздел II

ТЕХНИЧЕСКАЯ ГИДРАВЛИКА

Процессы химической технологии осуществляются в аппаратах при перемещении потоков веществ. Подвод вещества в аппарат и его отвод из аппарата производится по трубопроводам. Движение потоков в трубопроводах и аппаратах определяется законами технической гидравлики.

Техническая гидравлика состоит из гидростатики и гидродинамики.

Принципы гидростатики (разности давлений и сил в неподвижной среде) лежат в основе действия многих современных контрольно-измерительных приборов, таких как манометры, вакуумметры, барометры, пьезометры, дифференциальные манометры и др.

Одной из основных задач гидродинамики является изучение закономерностей движения жидкостей и газов, что позволяет найти расходы, скорости и давления как в отдельных точках движущейся среды, так и потока в целом. Движущей силой перемещения жидкостей и газов является разность давлений: при этом вещество движется из области с большим давлением в область с меньшим давлением.

Движение среды сопровождается перераспределением энергии (давления) между ее различными формами (пьезометрическим, геодезическим или динамическим давлениями, образующими так называемые обратимые потери давления). Кроме этого, часть давления необратимо теряется на преодоление сил трения в вязких средах и на шероховатых поверхностях стенок аппаратов и труб, а также при изменении величины или направления скорости потока. Эти потери давления рассеиваются в окружающую среду в виде тепла и образуют гидравлическое сопротивление аппаратов и трубопроводов. Для компенсации этих потерь давления в промышленности используются специальные машины – насосы, вентиляторы и компрессоры, которые создают движущую силу перемещения жидкостей и газов.

Таким образом, основными задачами технической гидравлики являются: 1) определение гидравлических сопротивлений и потерь энергии (мощности) при перемещении вязких веществ в

промышленных трубопроводах и аппаратах; 2) нахождение скоростей и расходов по заданной разности давлений; 3) подбор соответствующих машин для перемещения вещества через аппараты и трубопроводы на основании рассчитанных потерь давления (энергии) и расходов.

Следует отметить, что гидромеханические, тепловые и массообменные процессы в значительной степени зависят от гидродинамических условий их проведения. Поэтому обстоятельное изучение и освоение технической гидравлики является важным этапом подготовки будущего инженера.

Работа № 1

РЕЖИМЫ ТЕЧЕНИЯ ЖИДКОСТЕЙ

Цель работы: провести визуальные наблюдения за характером течения жидкости и переходом его из одного режима в другой; определить критические значения числа Рейнольдса $Re_{кр}$ визуально и с помощью графической зависимости потерь давления ΔP на трение от средней скорости жидкости w ; определить расход жидкости опытным и расчетным путем в ламинарном режиме.

1. Основные определения и теория процесса

Экспериментальные исследования закономерностей течения жидкостей в каналах разной формы позволили установить качественную разницу структуры потока в зависимости от условий движения.

При сравнительно малых скоростях потока в трубах наблюдается упорядоченный характер течения одних слоев относительно других. При этом слои жидкости движутся с различными скоростями параллельно относительно друг друга (поперечного движения жидкости нет). Такое упорядоченное движение без перемешивания между слоями называется ламинарным или струйным.

На практике чаще всего встречаются потоки, в которых происходит интенсивное перемешивание среды, обусловленное мгновенным изменением скорости частиц (наблюдается как продольное, так и поперечное движение жидкости). Такой режим течения называется турбулентным или вихревым. Турбулентное движение в ядре потока всегда сопровождается ламинарным около стенки трубы.

Для количественной оценки течения вязких жидкостей и газов используют безразмерный критерий Рейнольдса, характеризующий соотношение между силами инерции и силами вязкости:

$$Re = \frac{wd\rho_{\text{ср}}}{\mu_{\text{ср}}}, \quad (1.1)$$

где w – средняя скорость потока, м/с; d – внутренний диаметр трубопровода, м; $\rho_{\text{ср}}$ – плотность среды; кг/м³; $\mu_{\text{ср}}$ – коэффициент динамической вязкости среды, Па · с.

Значения критерия Рейнольдса, соответствующие переходу из одного гидродинамического режима в другой, называются критическими ($Re_{\text{кр}}$). Необходимость изучения режимов течения и установления числа $Re_{\text{кр}}$ обусловлено тем, что в случае перехода из одного режима в другой в течении происходят качественные и количественные изменения, за счет чего изменяются характеристики гидродинамического сопротивления и теплообмена. Смене режимов течения соответствуют два приблизительных критических значения, которые установлены экспериментально. При $Re_{\text{кр1}} \approx 2300$ уже возможна смена ламинарного режима на турбулентный или наоборот, а при $Re_{\text{кр2}} \approx 10^4$ всегда наступает развитый турбулентный режим. Таким образом, при $Re < 2300$ режим течения считают ламинарным, а при $Re \geq 10^4$ – турбулентным. На самом деле, смена режима течения из ламинарного на турбулентное в конкретном случае может наступить при значениях $2300 < Re < 10000$, и это зависит от многих случайных факторов, влияние которых очень трудно учитывать. Например, присутствие в жидкости частиц твердых примесей или воздействие вибрации может изменять величину $Re_{\text{кр1}}$.

Промежуток $2300 < Re < 10^4$ соответствует так называемому условному переходному режиму, в котором течение может быть как ламинарным, так и турбулентным: движение жидкости при этих значениях числа Рейнольдса является неустойчивым и может изменяться с течением времени из ламинарного на турбулентное или наоборот.

Величина турбулентных пульсаций в турбулентном режиме возрастает с увеличением числа Re .

Существование различных режимов течения и закономерности перехода из одного в другой можно наблюдать при изменении расхода жидкости в прозрачной горизонтальной трубе и введении по ее оси тонкой струйки окрашенной жидкости.

Режимы движения жидкости можно также установить при изучении зависимостей потерь давления на трение от средней скорости жидкости в трубе. Потери давления ΔP , Па, в круглых трубах рассчитываются по формуле Дарси – Вейсбаха:

$$\Delta p = \lambda \frac{l}{d} \frac{\rho_{\text{ср}} w^2}{2}, \quad (1.2)$$

где λ – безразмерный коэффициент трения; l – длина трубы, м; d – внутренний диаметр трубы, м; $\rho_{\text{ср}}$ – плотность среды, кг/м³; w – средняя скорость потока в сечении, м/с.

Комплекс величин $\lambda \frac{l}{d}$ показывает, во сколько раз потери давления на трение отличаются от потерь динамического давления $\Delta p_{\text{д}}$:

$$\Delta p_{\text{д}} = \rho_{\text{ср}} \frac{w^2}{2}.$$

Коэффициент трения зависит от режима движения. Для ламинарного течения жидкости в трубах круглого сечения используется зависимость

$$\lambda = \frac{A}{\text{Re}}, \quad (1.3)$$

где A – коэффициент, который зависит от формы поперечного сечения трубы. Для труб круглого сечения $A = 64$. В этих условиях величина коэффициента трения обратно пропорциональна числу Рейнольдса и не зависит от шероховатости стенок. При течении жидкости в трубах некруглого сечения (квадратных, кольцевых и др.) коэффициент A в формуле (1.3) имеет другие значения, а число Re рассчитывается по эквивалентному диаметру канала.

В переходном и турбулентном режимах течения λ зависит не только от числа Re , но и от шероховатости стенок. Для определения λ в этих условиях предложено большое количество полуэмпирических и эмпирических формул [1]. Например, для $\text{Re} = 2300$ – $100\,000$ и гидравлически гладких труб широкое распространение получила формула Блазиуса:

$$\lambda = \frac{0,316}{\text{Re}^{0,25}}. \quad (1.4)$$

В переходном и турбулентном режимах коэффициент трения λ для шероховатых труб находится по формуле (3.5) из работы № 3.

С учетом уравнений (1.1), (1.3) при $A = 64$ для труб круглого сечения зависимость (1.2) можно переписать в виде

$$\Delta p = \frac{32l\mu_{ac}}{d^2} w. \quad (1.5)$$

Очевидно, что Δp в ламинарном режиме линейно зависит от скорости движения жидкости w .

Связь между потерями давления Δp , Па, на трение и объемным расходом жидкости Q , м³/с, в трубе круглого сечения при ламинарном режиме выражается формулой Пуазейля:

$$Q = \frac{\pi d^4 \Delta p}{128\mu_{cp} l}. \quad (1.6)$$

Путем логарифмирования уравнения (1.5) получена следующая линейная зависимость:

$$\ln \Delta p = B_1 + K_1 \ln w, \quad (1.7)$$

где $B_1 = \ln\left(\frac{32l\mu_{cp}}{d^2}\right)$, $K_1 = 1$.

Зависимости (1.1), (1.2) и (1.4) возможно связать единым уравнением, которое используется в переходном и турбулентном режимах течения.

$$\Delta p = \frac{0,158l\mu_{cp}^{0,25} \rho_{cp}^{0,75}}{d^{1,25}} w_{cp}^{1,75}. \quad (1.8)$$

Формулу (1.8) можно также записать в логарифмической форме

$$\ln \Delta P = B_2 + K_2 \ln w, \quad (1.9)$$

где $B_2 = \ln\frac{0,158l\mu_{cp}^{0,25} \rho_{cp}^{0,75}}{d^{1,25}}$, $K_2 = 1,75$.

Таким образом, (1.9) представляет также линейную зависимость, но коэффициент K_2 в ней отличается от соответствующего K_1 в формуле (1.7). Зависимости (1.7) и (1.9) можно отобразить графически в координатах $\ln w - \ln \Delta p$ (рис. 1.1) и определить режимы течения жидкости. Отрезок FC соответствует действительному ламинарному режиму, а отрезок CN – действительному турбулентному режиму. Тангенсы углов наклона этих отрезков к оси абсцис равны коэффициентам K_1 и K_2 в уравнениях (1.7) и (1.9).

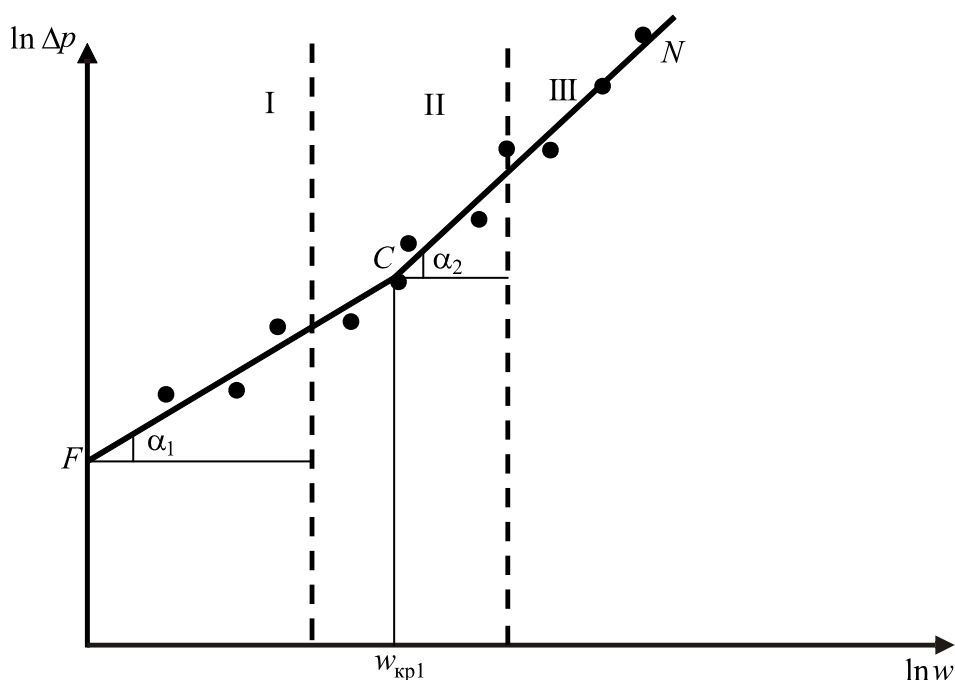


Рис. 1.1. Логарифмическая зависимость потерь давления Δp на трение от средней скорости течения w :

- I – ламинарный режим ($Re \leq 2300$);
 - II – переходный режим ($2300 \leq Re \leq 10\,000$);
 - III – развитый турбулентный режим ($Re > 10\,000$);
- $\operatorname{tg} \alpha_1 = K_1$; $\operatorname{tg} \alpha_2 = K_2$; K_1 и K_2 – коэффициенты в уравнениях (1.7), (1.9) соответственно

Точка C (точка перелома), в которой изменяется наклон прямых, т. е. коэффициенты K , свидетельствует о смене режима движения и соответствует критическим величинам $w_{кр1}$ и $Re_{кр1}$. Вполне понятно, что точка C может менять свое положение в различных опытах в пределах переходного режима, соответствующего $2300 < Re < 10\,000$.

2. Описание установки

Основными узлами лабораторной установки (рис. 1.2) являются две стеклянные гидравлически гладкие трубы 7 и 8, в которых изучаются режимы течения; напорный бак 4; три пьезометрические трубки 9 для измерения потерь давления, которые соединяются с трубой 8 в точках A , B , C , емкость с красителем 5, мерный сосуд 11 и капиллярная трубка 13. Длины прямых участков AB и BC равны 0,8 м.

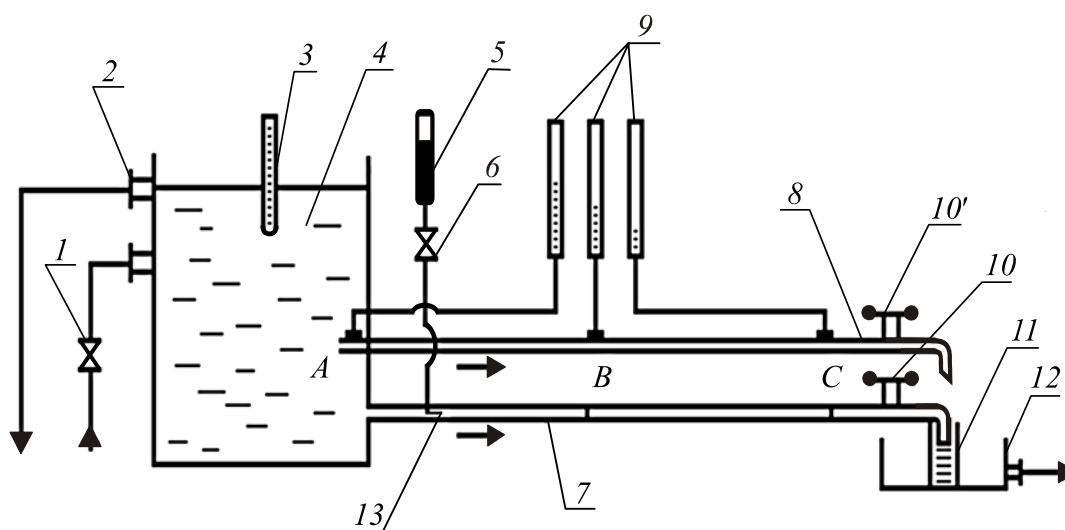


Рис. 1.2. Схема экспериментальной установки для изучения режимов течения жидкости

Воду из водопроводной сети через вентиль *1* подают в напорный бак *4*, в котором благодаря наличию сливного штуцера *2* поддерживается постоянный уровень. Из напорного бака вода по стеклянным трубам *7* ($d_{\text{вн}} = 21$ мм) или *9* ($d_{\text{вн}} = 16$ мм) поступает в мерный сосуд *11*, который находится в сливной емкости *12*. Расход воды через трубы *7* и *9* регулируют шаровыми кранами *10*, *10'*. Для визуального наблюдения режимов течения в трубу *7* из емкости *5* при помощи капиллярной трубки *13* вводят краситель. Расход красителя регулируют краном *6*. Температуру воды измеряют термометром *3*.

3. Последовательность выполнения работы

3.1. Методика визуального определения режимов течения жидкости в трубе и критической величины $Re_{\text{кр}1}$ с помощью красителя

Поскольку скорость ввода струйки красителя может значительно отличаться от скорости движения жидкости в трубе (обеспечить одинаковые их скорости движения довольно сложно), то в месте ввода красителя возникает турбулизация потока, которая приводит к деформации струйки и даже к ее разрушению. Кроме этого, на движение красителя оказывает влияние сила тяжести (так как его плотность несколько отличается от плотности воды), а так-

же воздействие на поток капиллярной трубки 13. Таким образом, в трубе, возможно, будет двигаться не струйка, а «облако» красителя. На некотором расстоянии от места ввода (на так называемом стабилизированном участке, границы которого отмечены белыми полосками) турбулентность затухает и не влияет на дальнейшее движение красителя. Поэтому наблюдать за его течением нужно именно на стабилизированном участке трубы.

При визуальном определении режимов течения жидкости необходимо наблюдать не за формой всего «облака» красителей, а за некоторым, относительно небольшим элементом (частью) этого «облака», визуальную следуя за его движением в трубе. Если режим движения ламинарный, то выделенный элемент красителя будет двигаться параллельными слоями с неодинаковыми скоростями и изменять свою форму (выходить вперед ближе к оси трубы и отставать ближе к стенке) только вдоль горизонтальной оси трубы.

При смене режима с ламинарного на турбулентный кроме продольного течения возникает поперечное перемещение красителя в наблюдаемом элементе. Таким образом, начало поперечного движения красителя в элементе «облака» соответствует критическому числу $Re_{кр1}$.

3.2. Определение режимов течения жидкости и критических значений числа Рейнольдса визуальным способом

Сначала необходимо открыть водопроводный вентиль 1 и заполнить напорный бак 4 до уровня сливного штуцера 2. Открыть кран 10 так, чтобы добиться минимального расхода воды, который будет соответствовать ламинарному режиму течения (на стабилизированном участке трубы 7 будет наблюдаться только продольное движение красителя). При этом с помощью мерного сосуда 11 провести замеры объема вытекшей жидкости, а по секундомеру или часам измерить время наполнения сосуда 11. Затем с помощью крана 10 несколько увеличить расход воды, наблюдая за движением красителя, замеряя объем жидкости и время. Таким образом, в ламинарном режиме необходимо сделать 2–3 замера.

Медленно увеличивая расход жидкости краном 10, зафиксировать по методике п. 3.1 смену режима течения с ламинарного на турбулентный и замерить соответствующие объем жидкости и время заполнения этого объема.

Увеличивая далее расход воды, выполнить 2–3 замера в турбулентном режиме движения, причем последний замер необходимо сделать при полном открытии крана *10*.

При необходимости по указанию преподавателя повторить опыты в обратном порядке, уменьшая с помощью крана *10* расход жидкости в трубе *7*. Результаты замеров занести в табл. 1.1. После окончания опытов кран *10* закрыть.

3.3. Определение режимов течения жидкости и критических значений числа Рейнольдса в трубе с помощью измерения потерь давления на трение (по указанию преподавателя)

Открыть кран *10'* на трубе *8*. Отрегулировав подачу жидкости, выставить такой ее расход, чтобы перепад давления (перепад уровней жидкости Δh , мм, в крайних пьезометрических трубках) был равен 3–4 мм вод. ст. (минимальные потери давления). При этом провести замеры объема вытекшей жидкости и время наполнения сосуда. Затем полностью открыть кран *10'* и выставить максимальный расход воды в трубе *8*, фиксируя наибольшие потери давления. Найти интервал изменения потерь давления как разность максимальной и минимальной потерь давления на участке *АС*. Далее этот интервал разделить на 5–6 участков и найти шаг изменения потерь давления в трубе *8*. Изменяя потери давления $\Delta p_{\text{экс}}$ в крайних пьезометрических трубках *9* на величину шага, зафиксировать объем жидкости и время наполнения сосуда *11*. Результаты измерений занести в табл. 1.2. После выполнения опытов краны *10'* и *1* закрыть.

4. Проведение расчетов и анализ результатов

1. Объемный расход жидкости Q найти по уравнению

$$Q = \frac{V}{\tau}, \quad (1.10)$$

где V – объем вытекшей жидкости, м³, набранный за время τ , с.

Среднюю скорость движения воды в трубах *7* и *8* определить с помощью зависимости

$$w = \frac{Q}{F} = \frac{4Q}{\pi d^2}, \quad (1.11)$$

где F – площадь поперечного сечения трубы, м^2 ; d – внутренний диаметр трубы, м.

Величину критерия Рейнольдса найти по формуле (1.1). Значение $Re_{кр1}$ выделить отдельно.

2. Опытные потери давления $\Delta p_э$, Па, определить по формуле

$$\Delta p_э = \rho_{ср} g \Delta h, \quad (1.12)$$

где Δh – разность уровней в крайних пьезометрических трубках 9 , м.

3. По опытным данным, которые получены при изучении потерь давления $\Delta p_э$ в трубе δ , в логарифмических координатах $\ln w$ – $\ln \Delta p$ отложить экспериментальные точки и построить графическую зависимость $\ln \Delta p_э = f(\ln w)$ соответственно формулам (1.7) и (1.9), найти точку перелома и установить области с различными режимами течения жидкости. При этом отметить скорость $W_{кр1}$ и рассчитать соответствующий критерий $Re_{кр1}$, при котором один режим течения переходит в другой. С помощью построенного графика найти углы наклона α_1 и α_2 , определить опытные коэффициенты $K_1^э$ и $K_2^э$ и сравнить их с теоретическими коэффициентами $K_1 = 1$ и $K_2 = 1,75$. Для этого по формуле (1) рассчитать относительные отклонения Δ_1 и Δ_2 :

$$\Delta_1 = \frac{|K_1^э - K_1|}{K_1^{\min}} 100\%;$$

$$\Delta_2 = \frac{|K_2^э - K_2|}{K_2^{\min}} 100\%.$$
(1.13)

4. По указанию преподавателя (если не выполнялся п. 3) для опытных расходов жидкости по формулам (1.1)–(1.4) найти расчетные потери давления $\Delta p_{расч}$ в различных режимах движения и сравнить их с экспериментальными потерями давления $\Delta p_э$, т. е. определить относительные отклонения Δ_p :

$$\Delta_p = \frac{|\Delta p_э - \Delta p_{расч}|}{\Delta p_{\min}} 100\%. \quad (1.14)$$

5. По указанию преподавателя с помощью формулы Пуазейля для соответствующих величин $\Delta p_э$ в ламинарном режиме рассчитать объемные расходы $Q_{расч}$ и сравнить их с опытными расходами $Q_э$, определяя относительное отклонение:

$$\Delta_Q = \frac{|Q_{\text{э}} - Q_{\text{расч}}|}{Q_{\text{min}}} 100\%. \quad (1.15)$$

6. Провести анализ отклонения опытных и расчетных величин, сделать выводы.

Таблица 1.1

Исследование режимов течения жидкости в трубе 7

Объем V , м^3	Время τ , с	Расход Q , $\text{м}^3/\text{с}$	Скорость w , м/с	Re	Наблюдаемый режим течения	$Re_{\text{кр1}}$
-----------------------------	---------------------	---------------------------------------	-----------------------	----	------------------------------	-------------------

Таблица 1.2

Исследование режимов течения жидкости в трубе 8

Опыт- ные потери давле- ния $\Delta p_{\text{э}}$		Объем V , м^3	Вре- мя τ , с	Опыт- ный объем- ный расход, $Q_{\text{э}}$, $\text{м}^3/\text{с}$	$Re_{\text{кр1}}$	λ	Расчет- ные по- тери давле- ния $\Delta p_{\text{расч}}$, Па	Отно- ситель- ное от- клоне- ние Δp , %	Расчет- ный объем- ный рас- ход $Q_{\text{расч}}$, $\text{м}^3/\text{с}$	Относи- тельное откло- нение ΔQ , %
мм вод. ст.	Па									

5. Содержание отчета

Отчет о работе должен включать: цель и описание работы; схему и описание установки, таблицы измеренных и рассчитанных величин (табл. 1.1 и 1.2); найденные значения критического числа $Re_{\text{кр1}}$; примеры расчета величин $Q_{\text{э}}$, w , Re , λ , $\Delta p_{\text{расч}}$, $Q_{\text{расч}}$, Δ ; график зависимости $\ln \Delta p_{\text{э}} = f(\ln w)$; анализ отклонения опытных и расчетных величин, выводы.

ВОПРОСЫ ДЛЯ ПОДГОТОВКИ И САМОКОНТРОЛЯ

1. Уравнение расхода жидкости.
2. Гидравлический радиус и эквивалентный диаметр.
3. Стационарный и нестационарный потоки.
4. Режимы движения жидкости. Опыты Рейнольдса.
5. Распределение локальных скоростей в сечении ламинарного потока.
6. Распределение локальных скоростей в сечении турбулентного потока.

7. Физическая сущность критерия Рейнольдса.
8. Физическая сущность критерия Эйлера.
9. От каких факторов зависит режим движения жидкости?
10. Сопротивление трения.
11. Зависимость коэффициента трения от характера движения жидкости, шероховатости поверхности, геометрических размеров и свойств жидкости.
12. Основные требования к расчету диаметра трубопровода.
13. Назначение, использование и принцип действия пьезометра.
14. Как используются критерии гидродинамического подобия?
15. Эмпирические критериальные уравнения. Моделирование.
16. Вывести уравнения (1.5)–(1.9).

Работа № 2

ОПРЕДЕЛЕНИЕ РАСХОДА ГАЗА В ТРУБОПРОВОДЕ

Цель работы: экспериментально изучить профиль скорости в турбулентных потоках и определить расход газа (воздуха) тремя способами: 1) графическим интегрированием полученного профиля; 2) по зависимости $w_{\text{cp}} / w_{\text{max}}$ от числа Re_{max} и 3) с помощью нормальной диафрагмы.

1. Основные определения и теория процесса

Интенсивность протекания многих процессов в значительной степени зависит от гидродинамических обстоятельств в зоне, где они происходят. При этом одним из основных параметров является скорость жидкости или газа. И чтобы получить более полную информацию о гидрадинамике, необходимо определить локальные скорости по сечению, т. е. профиль скоростей. Если известен профиль скоростей, тогда можно путем интегрирования по сечению установить среднюю скорость потока и расход жидкости (газа). Следует отметить, что профиль скорости необходимо учитывать и при решении различных аналитических задач тепломассообмена.

Известно, что при ламинарном режиме течения потока в трубе средняя скорость равна половине скорости по оси трубы, профиль скорости является параболическим и его можно получить теоретически. Однако во многих процессах движение потока

жидкости или газа происходит при турбулентном режиме, который характеризуется хаотичным движением потока. В этом случае получить теоретически профиль скоростей для турбулентных потоков невозможно по причине отсутствия строгой теории турбулентности. Его можно рассчитать только на основании полуэмпирических теорий турбулентности, которые потом проверяются опытным путем.

Для расчета профиля скорости при турбулентном движении потока в трубе можно использовать формулу

$$\frac{w}{w_{\max}} = \left(\frac{y}{R} \right)^{\frac{1}{n}}, \quad (2.1)$$

где w , w_{\max} – локальная и максимальная скорости, м/с; R – радиус трубы, м; $y = R - r$; r – текущий радиус, м.

Но зависимость (2.1) не является универсальной, поскольку показатель степени $\frac{1}{n}$ зависит от числа Рейнольдса (Re), который определяется по формуле

$$Re = \frac{w_{\text{ср}} d}{\nu}, \quad (2.2)$$

где $w_{\text{ср}}$ – средняя скорость, м/с; d – диаметр трубы, м; ν – коэффициент кинематической вязкости, м²/с.

Кроме того, при расчете максимальной скорости по оси трубы (на рис. 2.1 в общем виде показано распределение скорости по сечению трубы при турбулентном режиме движения) зависимость (2.1) теряет физический смысл.

С увеличением числа Re показатель n также увеличивается. В пределах $Re = 10^4 - 10^5$ его можно принимать равным 7.

Следует отметить, что имеются другие способы расчета средней скорости для разных режимов движения жидкости (газа) в трубопроводе.

В работе представлено три способа определения расхода газового потока (воздуха) при постоянном диаметре трубы: а) путем интегрирования профиля скорости воздуха; б) по максимальной скорости воздуха; в) с помощью нормальной кольцевой диафрагмы.

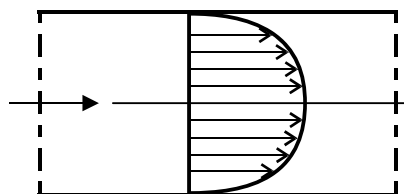


Рис. 2.1. Профиль скорости при турбулентном движении потока

Интегрирование профиля скоростей позволяет установить зависимость локальных скоростей $w(r)$ по радиусу и рассчитать среднюю скорость по формуле

$$w_{\text{cp}} = \frac{1}{\pi R^2} \int_0^R 2\pi r w(r) dr, \quad (2.3)$$

для этого надо установить зависимость локальных скоростей $w(r)$ от текущего радиуса r .

Более простым способом расчета w_{cp} является способ, при котором сначала определяют максимальную скорость потока w_{max} (по оси), затем рассчитывают число $Re_{\text{max}} = \frac{w_{\text{max}} d}{\nu}$ и по графику (рис. 2.2)

определяют величину отношения $\frac{w_{\text{cp}}}{w_{\text{max}}}$ и соответственно w_{cp} .

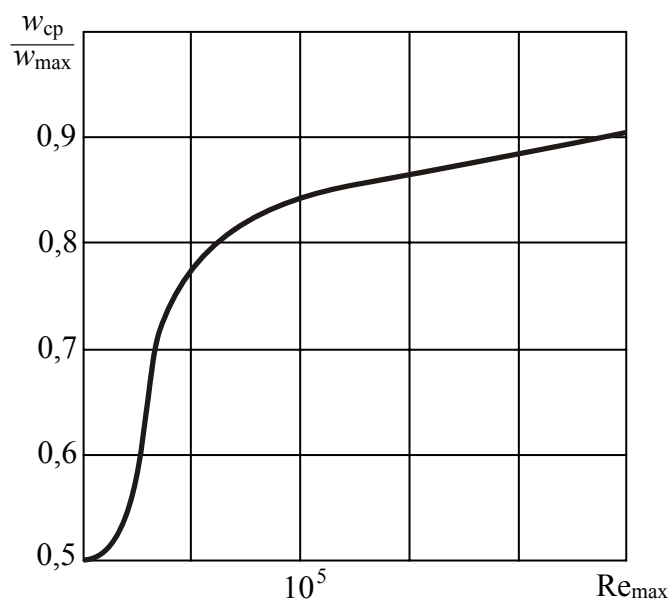


Рис. 2.2. Зависимость соотношения

$$\frac{w_{\text{cp}}}{w_{\text{max}}} \text{ от числа } Re_{\text{max}}$$

Расход среды при известной скорости w_{cp} рассчитывают по формуле $V = w_{\text{cp}} S$ (S – площадь сечения трубы, м^2).

В промышленных условиях для определения расхода жидкости (газа) широко используют сужающие устройства, среди которых следует отметить нормальную диафрагму, сапло, трубку Вентури.

На рис. 2.3 схематически показана нормальная кольцевая диафрагма. Состоит из фланцев 1, которые закреплены на трубопроводе 2 и выполнены с кольцевыми камерами 3, шайбы 4 с отверстием меньшего диаметра d_0 , чем диаметр трубопровода. Кольцевые камеры через зазор 5 соединены со средой, которая проходит по трубопроводу. Отверстия 6 соединены с дифманометром. По разности уровня жидкости в последнем определяют расход жидкости (газа):

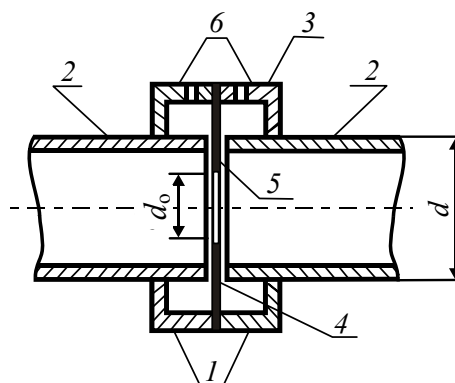


Рис. 2.3. Схема диафрагмы:
1 – фланцы; 2 – трубопровод;
3 – кольцевые камеры; 4 – шайба;
5 – зазор; 6 – отверстия

$$V = \alpha S_0 \sqrt{\frac{2\Delta p}{\rho}}, \quad (2.4)$$

где α – коэффициент расхода диафрагмы; $S_0 = \frac{\pi d_0^2}{4}$ – площадь отверстия диафрагмы, м^2 ; Δp – перепад давления на диафрагме, Па; ρ – плотность среды, $\text{кг}/\text{м}^3$.

2. Описание установки

Схема лабораторной установки приведена на рис. 2.4. Состоит из трубы 1, зонда 2 для замера скорости, нормальной диафрагмы 3, вентилятора 4, дифманометров (микроманометров) 5, 6 и автотрансформатора для регулирования скорости вращения колеса вентилятора, т. е. расхода воздуха (на рис. 2.4 не указан). На рис. 2.5 приведено устройство (зонд) для замера локальных скоростей потока, представляющее собой трубочку 1, внутри нее вставлены две трубочки меньшего диаметра, концы которых с одной стороны выходят из отверстий 2 и 3 (рис. 2.5), с другой – трубочки соединены с дифманометром 5 (рис. 2.4). Перемещение трубочки 1 по радиусу трубопровода (рис. 2.5) происходит с помощью лимба 4 при его вращении. Чтобы знать, насколько переместилась трубочку 1, есть шкала 5 с делением. Через отверстие 2 замеряется полное давление, через отверстие 3 – статическое.

Нормальная диафрагма выполнена с отверстием диаметром $d_0 = 17,5$ мм. Диаметр трубопровода $d = 45$ мм.

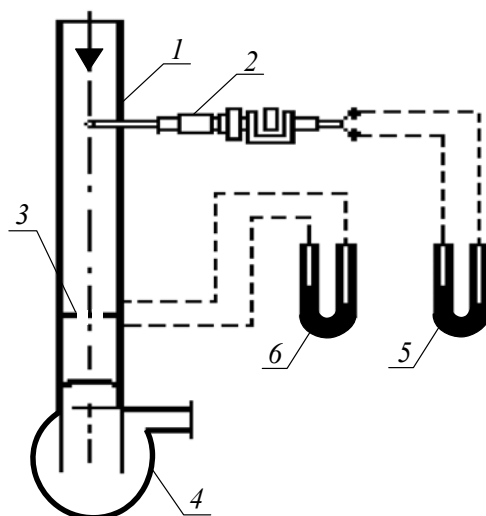


Рис. 2.4. Схема лабораторной установки:
 1 – труба; 2 – зонд;
 3 – нормальная диафрагма;
 4 – вентилятор;
 5, 6 – дифманометры

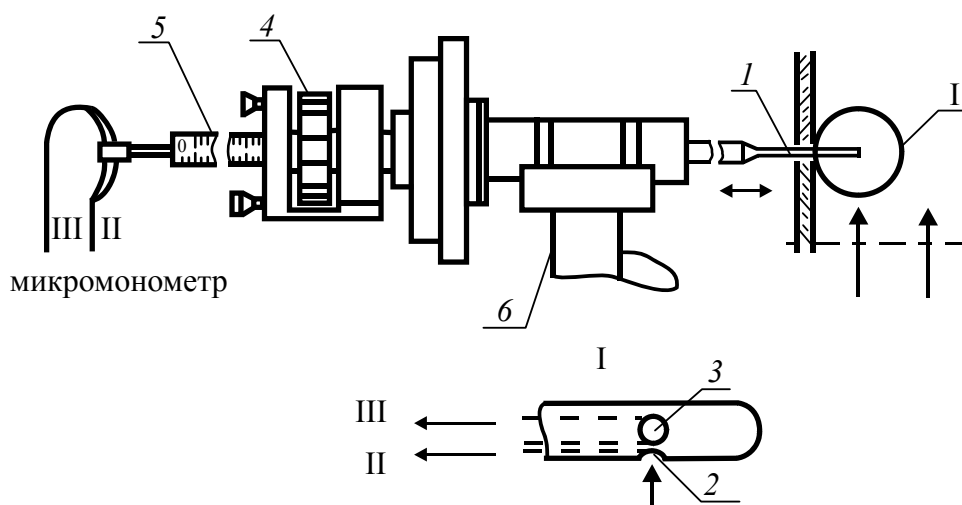


Рис. 2.5. Устройство (зонд) для замера скорости:
 1 – трубочка; 2, 3 – отверстия; 4 – лимб; 5 – шкала; 6 – подставка

3. Последовательность выполнения работы

По дифманометру 6 диафрагмы 3 (рис. 2.4) принять перепад давления $\Delta p > 300$ мм вод. ст., что позволяет определить расход газа с помощью диафрагмы по формуле (2.4).

Установить трубочку 1 (рис. 2.5) таким образом, чтобы отверстия 2 и 3 были возле самой внутренней стенки трубопровода

(трубы). На дифманометре (микроманометре) показания перепада давления должны быть равны нулю (на стенке скорость воздуха равна нулю). Затем с помощью лимба нужно перемещать трубочку l в направлении оси трубопровода и через 1–2 мм записывать показания перепада давления. Изменение скорости (градиент) по радиусу наибольшее около стенки трубопровода (рис. 2.1), поэтому здесь фиксировать перепад давления нужно как можно при меньшем перемещении трубочки. Первое показание дифманометра (микроманометра) должно соответствовать перепаду давления на стенке, т. е. при $w = 0$, и соответствовать $\Delta p = 0$.

Перемещая с помощью лимба трубочку l по радиусу трубопровода, записывают другие показания дифманометра (микроманометра). Поскольку профиль скорости относительно оси симметричен, то последнее показание должно быть при $r = 0$ (на оси трубопровода, что позволяет проводить расчеты по максимальной скорости воздуха). Количество замеров должно быть не менее чем 8–10.

4. Проведение расчетов и анализ результатов

1. Расчет расхода воздуха путем интегрирования профиля скоростей.

а) Разность между полным и статическим давлением, как видно из рис. 2.4, фиксируется дифманометром (микроманометром) и позволяет определить скорость газа в точке замера по выражению

$$w_i = \sqrt{\frac{2\Delta p_i}{\rho}}, \quad (2.5)$$

где Δp_i перепад давления в точке, Па; ρ – плотность воздуха при рабочей температуре, кг/м³.

б) По выражению (2.5) определить локальные скорости для всех замеров, которые проводились при перемещении трубочки l к оси трубопровода.

в) В координатах $w_i - r$ построить график зависимости $w_i = f(r)$, причем кривую провести так, чтобы ее сгладить на графике.

г) Общий расход будет равен сумме расходов воздуха, проходящего через кольца между текущими радиусами (рис. 2.6),

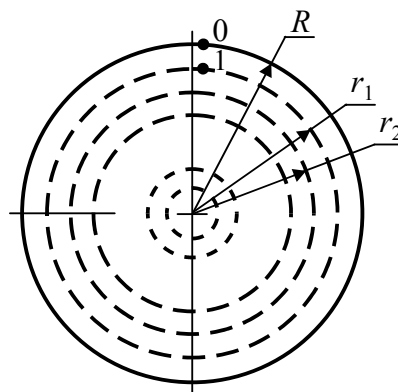


Рис. 2.6. Схема для расчета расхода

т. е. между $r = R$ и r_1 , r_1 и r_2 и т. д. Например, расход воздуха, который проходит через кольцо между радиусом R и r_1 , определится как

$$\Delta V_1 = \int_{r_1}^R 2\pi r dr w(r). \quad (2.6)$$

Чтобы определить ΔV_1 , примем значение $w(r)$ как среднее между скоростью при $r = R$ и $r = r_1$, т. е. среднюю скорость между точками 0 и 1 (рис. 2.6):

$$w_{1_{\text{cp}}} = \frac{w_0 + w_1}{2}.$$

Тогда по формуле (2.6)

$$\Delta V_1 = \frac{\pi(R^2 - r_1^2)(w_0 + w_1)}{2}.$$

Аналогично

$$\Delta V_2 = \frac{\pi(r_1^2 - r_2^2)(w_1 + w_2)}{2}$$

и т. д.

Значения w_i нужно брать из графика $w = f(r)$ в соответствии с r_i . Расход воздуха по всему сечению трубопровода будет равен сумме

$$V = \Delta V_1 + \Delta V_2 + \Delta V_3 + \dots + \Delta V_n. \quad (2.7)$$

Очевидно, что чем ближе будут принятые точки между собой (тем самым больше принято колец), тем точнее будет рассчитан расход.

2. Расчет расхода по максимальной скорости воздуха (на оси) и графика (рис. 2.2).

3. Определение расхода воздуха с помощью диафрагмы:

а) по рассчитанным значениям $m = \left(\frac{d_0}{d}\right)^2$ и числа Re (принимая Re в пределах $Re = 10^4 - 10^5$) по табл. 2.1 найти коэффициент расхода α ;

б) рассчитать по формуле (2.4) расход воздуха;

в) по рассчитанному расходу определить значение Re . Если последнее значительно отличается от принятого, тогда принять иные значения Re и расчет повторять до удовлетворительного совпадения принятого и полученного значений.

7. Значения расхода, полученные разными способами, сравнить.

Таблица 2.1

Значения коэффициента расхода

$Re = \frac{w_{cp} d}{\nu}$	Коэффициент расхода α			
	$m = 0,1$	$m = 0,2$	$m = 0,3$	$m = 0,4$
20 000	0,5996	0,6212	0,6454	0,6765
30 000	0,5990	0,6187	0,6403	0,6719
50 000	0,5984	0,6168	0,6384	0,6666
100 000	0,5980	0,6162	0,6359	0,6626

5. Содержание отчета

Отчет о работе должен включать: цель и описание работы; схему лабораторной установки и ее описание; примеры расчета величин w , w_{cp} , $\frac{w_{cp}}{w_{max}}$; расчеты расхода воздуха различными способами; графическую зависимость профиля скорости $w = f(r)$, таблицу опытных и рассчитанных величин (табл. 2.2); выводы.

Таблица 2.2

Измеренные и рассчитанные величины

Показания дифманометра диафрагмы Δp , мм вод. ст. (Па)	Показания дифманометра (микроманометра) зонда Δp , мм вод. ст. (Па)	Текущий радиус r , мм	Локальная скорость w_i , м/с	Отношения $\frac{w_{cp}}{w_{max}}$, найденные по рис. 2.2
Коэффициент расхода α	Расход воздуха V , м ³ /с			
	по формуле (2.7)	с помощью рис. 2.2	по диафрагме	

Вопросы для подготовки и самоконтроля

1. Приборы для замера расхода жидкости (газа), их принцип действия.
2. Чем обусловлено выравнивание скорости в трубопроводе при турбулентном режиме движения?
3. Профили скорости при ламинарном и турбулентном режимах движения жидкости (газа).
4. Распределение скоростей и расход жидкости при установившемся ламинарном потоке. Закон Стокса.
5. Характеристики турбулентного потока (мгновенная пульсационная скорость, определенная во времени скорость, интенсивность турбулентности, масштаб турбулентности).

Работа № 3

ГИДРАВЛИЧЕСКОЕ СОПРОТИВЛЕНИЕ ТРУБОПРОВОДА

Цель работы: опытным и расчетным путем определить гидравлическое сопротивление и перепады давлений на контрольных участках трубопровода.

1. Основные определения и теория процесса

При движении в трубопроводе жидкостей или газов возникают гидравлические сопротивления, которые подразделяются на сопротивление по длине трубопровода и на местные сопротивления.

Сопротивление по длине связано с необратимыми потерями энергии на трение, и его можно определять как потери давления $\Delta p_{\text{тр}}$ или напора $h_{\text{тр}}$.

Местные сопротивления возникают при любых изменениях величины скорости или направления движения потока. К местным сопротивлениям относятся сужения и расширения, повороты, соединения труб разных диаметров, краны, вентили, задвижки, диафрагмы и т. д.

Местные сопротивления также можно определять как необратимые потери давления $\Delta p_{\text{м.с}}$ или напора $h_{\text{м.с}}$.

Потери давления на трение $\Delta p_{\text{тр}}$ в прямом участке трубы постоянного диаметра рассчитывают по формуле

$$\Delta p_{\text{тр}} = \lambda \frac{L}{d} \rho \frac{w^2}{2}, \quad (3.1)$$

где λ – коэффициент трения; L – длина участка трубы, м; d – внутренний диаметр трубы, м; ρ – плотность среды, кг/м³; w – среднерасходная (средняя) скорость движущейся в трубе среды, м/с.

Величина коэффициента трения λ зависит от режима движения вещества в трубе (см. работу № 1).

Для ламинарного режима течения ($Re \leq 2300$) в трубе круглого сечения

$$\lambda = \frac{64}{Re}. \quad (3.2)$$

Для неламинарного (переходного и турбулентного) режима течения ($Re > 2300$) в гладких трубах λ определяют с помощью уравнений

$$\lambda = \frac{0,316}{\text{Re}^{0,25}}, \quad (3.3)$$

если $\text{Re} \leq 10^5$;

$$\lambda = (1,82 \lg \text{Re} - 1,64)^{-2}, \quad (3.4)$$

если $\text{Re} > 10^5$.

Для труб с шероховатой внутренней поверхностью коэффициент λ рассчитывают следующим образом:

$$\lambda = \frac{1}{4 \left\{ \lg \left[\frac{\varepsilon}{3,7} + \left(\frac{6,81}{\text{Re}} \right)^{0,9} \right] \right\}^2}, \quad (3.5)$$

где $\varepsilon = e/d$ – относительная шероховатость стенки трубы, e – средняя высота выступов шероховатости стенки, м (табл. 7 приложения).

Значения коэффициента трения λ также можно определить с помощью графической зависимости $\lambda = f(\text{Re}, \frac{d}{\varepsilon})$ [1, 2].

Потери давления на преодоление местных сопротивлений $\Delta p_{\text{м.с}}$ рассчитывают с помощью зависимости

$$\Delta p_{\text{м.с}} = \xi \rho \frac{w^2}{2}, \quad (3.6)$$

где ξ – коэффициент местного сопротивления, который является опытной величиной (табл. 8 приложения).

Гидравлическое сопротивление участка трубы с местным сопротивлением определяют по уравнению

$$\Delta p_{\text{пот}} = \Delta p_{\text{тр.1}} + \Delta p_{\text{м.с}} + \Delta p_{\text{тр.2}} = \lambda_1 \frac{L_1 \rho w_1^2}{d_1} + \xi \frac{\rho w^2}{2} + \lambda_2 \frac{L_2 \rho w_2^2}{d_2}, \quad (3.7)$$

где λ_1 и λ_2 – коэффициенты трения для прямых участков до и после местного сопротивления соответственно; L_1 и L_2 – длины прямых участков до и после местного сопротивления соответственно, м; d_1 и d_2 – внутренние диаметры труб до и после местного сопротивления соответственно, м; w_1 и w_2 – средние скорости среды до и после местного сопротивления соответственно, м/с; w – скорость среды в трубе большего диаметра, м/с.

На участках с местными сопротивлениями, в которых изменяется величина средней скорости потока (например, внезапное

или плавное сужение и расширение), теоретически и экспериментально определяют перепад давлений (перепад пьезометрических давлений).

При расчете перепада давлений в таких случаях используется уравнение Бернулли.

$$\rho_1 g h_1 + p_1 + \frac{\rho_1 w_1^2}{2} = \rho_2 g h_2 + p_2 + \frac{\rho_2 w_2^2}{2} + \Delta p_{\text{пот}}, \quad (3.8)$$

где ρ_1 , p_1 и w_1 – соответственно плотность среды, кг/м³, пьезометрическое давление, Па, и средняя скорость потока, м/с, перед местным сопротивлением; ρ_2 , p_2 и w_2 – соответственно плотность среды, кг/м³, пьезометрическое давление, Па, и средняя скорость потока, м/с, после местного сопротивления; h_1 и h_2 – расстояния точек, в которых определяются давления p_1 и p_2 , до некоторого нулевого уровня. Поэтому перепад давлений (пьезометрических давлений) на участках, содержащих расширение или сужение потока, будет следующим:

$$\Delta p = p_1 - p_2 = g(\rho_2 h_2 - \rho_1 h_1) + \frac{1}{2}(\rho_2 w_2^2 - \rho_1 w_1^2) + \Delta p_{\text{пот}}. \quad (3.9)$$

В уравнении (3.9) $\Delta p_{\text{пот}}$ является суммой потерь давления на трение перед местным сопротивлением и после него, а также потерь давления в самом местном сопротивлении (уравнение (3.7)), $\Delta p_{\text{пот}}$ образует необратимые потери давлений – гидравлическое сопротивление.

Уравнение Бернулли учитывает не только необратимые потери давлений $\Delta p_{\text{пот}}$ на трение в местном сопротивлении, но и обратимое перераспределение давлений (удельной энергии) из одной формы в другую. Таким образом, перепад пьезометрических давлений Δp отличается от необратимых потерь давлений $\Delta p_{\text{пот}}$ на величину обратимых потерь, выражаемых суммой $g(\rho_2 h_2 - \rho_1 h_1) + \frac{1}{2}(\rho_2 w_2^2 - \rho_1 w_1^2)$. Причем член $g(\rho_2 h_2 - \rho_1 h_1)$ в правой части (3.9) характеризует обратимое перераспределение геодезических давлений на местном сопротивлении, а член $\frac{1}{2}(\rho_2 w_2^2 - \rho_1 w_1^2)$ отражает обратимое перераспределение динамических (скоростных) давлений на рассматриваемом участке.

2. Описание установки

Лабораторная установка изготовлена так, что исследования можно проводить только на одном произвольно выбранном контрольном участке трубы. Это позволяет уменьшить потери энергии на перемещение среды.

Схема лабораторной установки представлена на рис. 3.1.

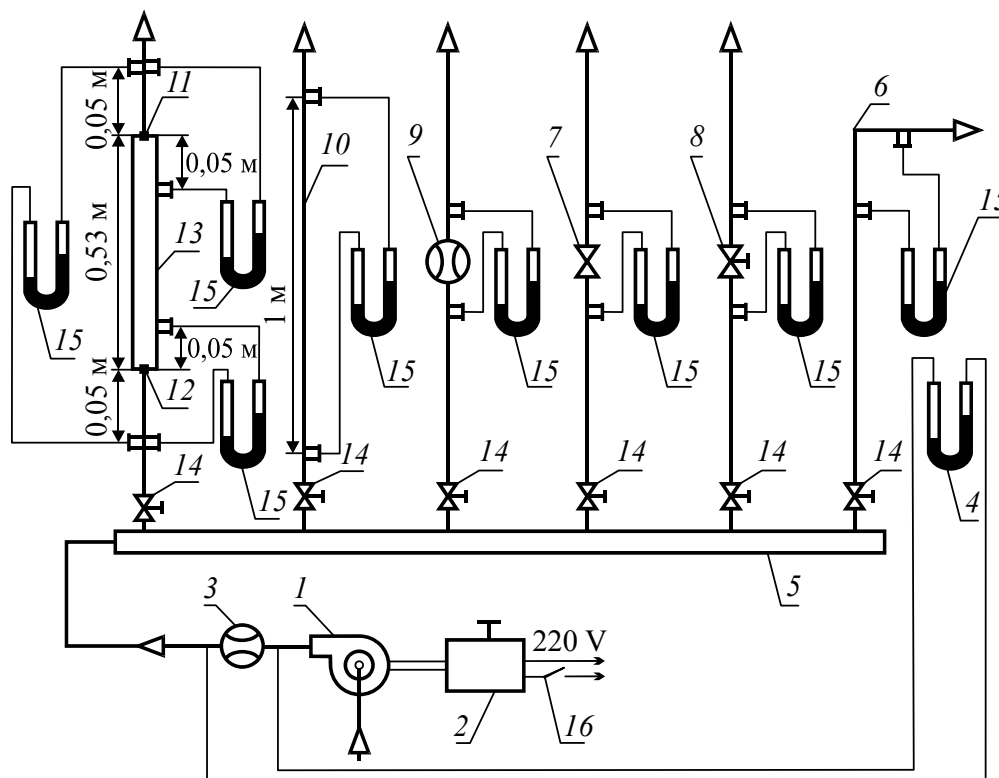


Рис. 3.1. Схема лабораторной установки:

- 1 – вентилятор; 2 – ЛАТР; 3 – расходомер; 4 – дифманометр для определения расхода; 5 – коллектор; 6 – колено;
 7 – опытный шаровый кран; 8 – вентиль нормальный; 9 – диафрагма;
 10 – прямой отрезок; 11 – внезапное сужение; 12 – внезапное расширение;
 13 – сложный участок (внезапное расширение и сужение, прямые участки труб); 14 – запорные шаровые краны;
 15 – дифференциальные манометры для определения гидравлического сопротивления контрольных участков; 16 – тумблер

Установка состоит из вентилятора 1, производительность которого регулируют с помощью ЛАТРа 2, а определяют по дифманометру 4, соединенному с расходомером 3, и тарировочному графику (находится на установке). Воздух подается вентилятором в коллектор 5, откуда поступает в один из контрольных участков 6, 7, 8, 9, 10,

11, 12 и 13 при открытии соответствующего запорного крана 14. К каждому контрольному участку присоединен соответствующий дифманометр 15 для замера гидравлического сопротивления (участки 6–10) или перепада давлений (участки 11 и 12).

Контрольный сложный участок 13 включает в себя внезапное расширение 12, внезапное сужение 11 и прямые участки труб большего и меньшего диаметров, которые следует учитывать при расчете суммарного сопротивления.

Схема измерения местного гидравлического сопротивления (6–9, 11, 12 на рис. 3.1) показана на рис. 3.2. Перед местным сопротивлением 2 и после него на небольшом расстоянии в стенке трубы 1 выполнены отверстия 3 с патрубками 4 (короткие отрезки трубки), соединенными с дифманометром 6 (рис. 3.2) гибкими трубками 5.

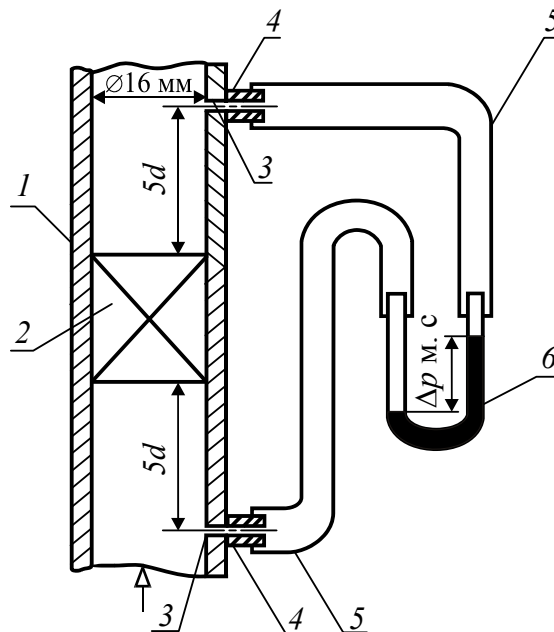


Рис. 3.2. Схема измерения гидравлического сопротивления:

1 – труба; 2 – местное сопротивление; 3 – отверстие;
4 – патрубок; 5 – гибкая трубка; 6 – дифманометр

Показания дифманометра 6 равны сумме потерь давления на местном сопротивлении $\Delta p_{\text{м.с}}$ и потерь давлений на трение до и после участка.

Трубы меньшего диаметра имеют внутренний диаметр $d = 16$ мм. Сложный участок 13 (рис. 3.1) содержит прямой отрезок с внутренним диаметром $d_1 = 20$ мм и расчетной длиной 0,53 м. Все трубы – стеклянные, гидравлически гладкие.

3. Последовательность выполнения работы

1. Перед включением установки установить ручку ЛАТРа 2 на ноль (повернуть ручку против часовой стрелки до упора) и все запорные краны 14 – в положение «закрыто» (ручки кранов расположены перпендикулярно оси трубы).

2. Включить вентилятор тумблером 16.

3. Открыть запорный кран 14 на контрольном участке, который необходимо исследовать.

4. Повернуть ручку ЛАТРа 2 по часовой стрелке и установить заданный расход воздуха V с помощью расходомера 3, тарировочного графика и дифманометра 4.

5. Снять показания соответствующего дифманометра 15 и занести в таблицу значения экспериментальных потерь и Δp , и расхода воздуха V .

6. Ручку ЛАТРа 2 повернуть против часовой стрелки до упора.

7. Закрывать запорный кран 14 исследованного участка.

8. При необходимости исследования другого контрольного участка повторить порядок выполнения работы, начиная с пункта 3.

9. При окончании опытов вывести ручку ЛАТРа на ноль и выключить вентилятор тумблером 16.

4. Проведение расчетов и анализ результатов

1. Расчет потерь давления на прямом участке трубы.

Рассчитать среднюю скорость воздуха w по формуле

$$w = \frac{V}{f}, \quad (3.10)$$

где V – объемный расход воздуха, м³/с; $f = \frac{\pi d^2}{4}$ – площадь поперечного сечения трубы, м², d – внутренний диаметр трубы, м.

Определить величину критерия Рейнольдса

$$\text{Re} = \frac{wd\rho_t}{\mu_t}, \quad (3.11)$$

где ρ_t – плотность воздуха при температуре опыта, кг/м³. Плотность ρ_t найти с помощью табл. 3 приложения либо по формуле

$$\rho_t = \frac{M}{22,4} \frac{T_0}{T_0 + t}, \quad (3.12)$$

здесь $M = 29$ кг/кмоль – молярная масса воздуха, кг/кмоль, $T_0 = 273$ К; t – температура воздуха, °С, определяемая с помощью термометра, закрепленного на стенде установки; μ_t – коэффициент динамической вязкости газа при температуре опыта, Па · с.

По соответствующей формуле (3.2), (3.3) или (3.4) рассчитать коэффициент трения λ .

Определить расчетное гидравлическое сопротивление $\Delta p_{\text{тр}}^p$ по формуле (3.1).

2. Расчет потерь и перепадов давления на участках с местным сопротивлением.

Вначале необходимо определить скорость воздуха w в опытном сечении трубы по уравнению (3.10).

Для определения расчетных потерь давления $\Delta p_{\text{пот}}^p$ на опытных участках 6, 7, 8, 9 следует использовать формулу (3.7). Конкретные значения коэффициентов местных сопротивлений шарового крана 7, нормального вентиля 8 и диафрагмы 9 можно найти в таблице, размещенной на панели установки. Также на панели установки приведены значения длин прямых участков перед местными сопротивлениями и после них. Значения коэффициентов сопротивлений контрольных участков 6, 11, 12 следует определять по табл. 8 приложения данного пособия.

Для нахождения перепада пьезометрических давлений на внезапных расширении 12 или сужении 11 необходимо использовать зависимости (3.9) и (3.7). При этом следует учитывать, что $h_1 \approx h_2 \approx h$; $\rho_1 \approx \rho_2 \approx \rho$.

По указанию преподавателя сравнить потери давления на самом местном сопротивлении с потерями давления на трение перед местным сопротивлением и после него. Сделать выводы.

3. Расчет потерь давления на сложном участке 13.

Рассчитать скорость w_1 в трубе большего диаметра и скорость w_2 в трубе меньшего диаметра по формуле (3.10).

Определить величину критерия Рейнольдса в трубе большего и меньшего диаметра по уравнению (3.11).

По соответствующей формуле (3.2), (3.3) или (3.4) рассчитать коэффициент трения λ в трубе большего и меньшего диаметра.

Определить гидравлическое сопротивление на трение $\Delta p_{\text{тр}1}$ в трубе большего и $\Delta p_{\text{тр}2}$ в трубе меньшего диаметра по формуле (3.1).

Определить коэффициент местного сопротивления резкого расширения и резкого сужения по табл. 8 приложения.

Рассчитать потери давления на внезапном расширении $\Delta p_{м.с12}$ и внезапном сужении $\Delta p_{м.с11}$ по формуле (3.6). Определить суммарные расчетные потери давления на опытном участке 13:

$$\Delta p_p = \Delta p_{тр1} + \Delta p_{тр2} + \Delta p_{м.с11} + \Delta p_{м.с12}. \quad (3.13)$$

Относительное отклонение Δ опытных и рассчитанных величин определить для каждого исследованного контрольного участка по формуле

$$\Delta = \frac{|\Delta p_э - \Delta p_p|}{\Delta p_{\min}} 100\%, \quad (3.14)$$

где $\Delta p_э$ – опытное значение, Па; Δp_p – расчетное значение, Па; Δp_{\min} – минимальное значение между $\Delta p_э$ и Δp_p .

Рассчитанные величины занести в таблицу.

Измеренные и рассчитанные величины

№ п/п	Название участка	Расход воздуха V , м ³ /с	Опытное значение потерь или перепадов давлений $\Delta p_э$, Па	Скорость воздуха w , м/с	Коэффициент трения λ	Коэффициент местного сопротивления ξ	Расчетное значение потерь или перепадов давлений Δp_p , Па	Относительное отклонение Δ , %

По результатам работы сделать выводы.

5. Содержание отчета

Отчет о работе должен включать: цель и описание работы; схему лабораторной установки и ее описание; таблицу опытных и рассчитанных величин; пример расчетов всех величин; выводы.

Вопросы для подготовки и самоконтроля

1. Причины потерь давления в трубопроводах.
2. Причины потерь давления в прямых трубопроводах постоянного диаметра.

3. Причины потерь давления на местных сопротивлениях.
4. Зависимости коэффициента трения от свойств жидкости (газа), режима движения, характеристик трубопровода.
5. От чего зависит величина коэффициента местного сопротивления?
6. Энергетический смысл уравнения Бернулли для реальной жидкости. Переход энергии движущегося потока из одной формы в другую.
7. Чем отличается перепад пьезометрических давлений на расширении или сужении трубы от необратимых потерь давлений на этих участках? Почему перепад давлений на внезапном расширении может оказаться отрицательным? Почему перепад давлений на сложном участке l_3 равен гидравлическому сопротивлению этого участка?
8. Расчет гидравлического сопротивления трубопровода.
9. Как определить экономически оптимальный диаметр трубопровода?
10. Как зависит плотность газа от его природы, давления, температуры?
11. Как осуществить перевод показаний манометра в единицы измерения давления СИ (Па)?
12. Взаимосвязь потерь давления на трение и структуры потока.

Работа № 4

ХАРАКТЕРИСТИКИ ЦЕНТРОБЕЖНЫХ МАШИН И ТРУБОПРОВОДНЫХ СЕТЕЙ

Цель работы: опытным путем получить характеристики центробежного насоса или центробежного вентилятора и трубопроводной сети, определить показатели работы насоса или вентилятора с трубопроводной сетью.

1. Основные определения и теория процесса

Перемещение жидкости или газа из одного аппарата (емкости) в другой осуществляют гидравлическими машинами, в которых механическая энергия преобразуется в энергию давления среды.

Для перемещения жидкостей используют насосы, а для перемещения газов – вентиляторы, газодувки, компрессоры.

Ниже рассмотрена конструкция центробежного насоса, который чаще всего применяется в различных производствах.

Устройство, принцип действия и теория центробежных насосов и вентиляторов практически не отличаются.

2. Центробежные насосы. Испытание

Центробежный насос включает в себя корпус *1* улиткообразной формы с тангенциальным патрубком *2* и рабочее колесо, состоящее из дисков *3* и *4*, соединенных между собой загнутыми назад лопатками *5* (рис. 4.1). Лопатки образуют в пространстве между дисками криволинейные каналы *6*. Диск *3* имеет отверстие *7* для входа жидкости внутрь рабочего колеса. Диск *4* закреплен на валу *8*, который соединен с валом электродвигателя. Рабочее колесо вращается в корпусе *1*. Жидкость, которая находится в каналах *6*, отбрасывается центробежной силой к периферии лопаток и с большой скоростью поступает в спиральный канал *9*, который охватывает рабочее колесо. В центре рабочего колеса образуется разрежение, и жидкость по всасывающему трубопроводу поступает в отверстие *7* рабочего колеса.

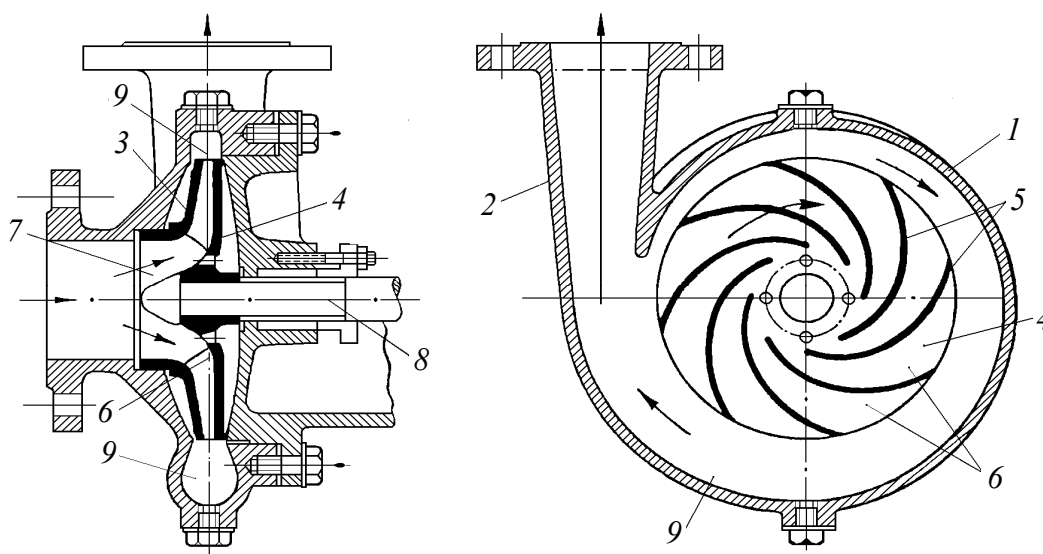


Рис. 4.1. Центробежный насос:

1 – корпус; *2* – тангенциальный патрубок; *3*, *4* – диски; *5* – лопатки;
6 – криволинейные каналы; *7* – отверстие; *8* – вал; *9* – спиральный канал

Поперечное сечение спирального канала увеличивается к выходу из насоса, поэтому скорость жидкости медленно снижается до скорости в нагнетательном трубопроводе, а напор насоса при этом увеличивается.

Основные параметры центробежного насоса – производительность V , $\text{м}^3/\text{с}$, напор H , м , мощность N , Вт , и коэффициент полезного действия (КПД) η , %, обычно представляют в виде графических зависимостей напора, мощности и КПД от производительности. Эти зависимости $H = f(V)$, $N = f(V)$, $\eta = f(V)$, называемые характеристиками насоса, получают опытным путем при изменении степени открытия вентиля на нагнетательном трубопроводе.

При постоянной частоте вращения ($n = \text{const}$) рабочего колеса с увеличением производительности центробежного насоса напор уменьшается, мощность увеличивается, а КПД имеет максимум (рис. 4.2). Зависимость $N = f(V)$ показывает, что при $V = 0$ центробежный насос имеет наименьшую мощность, поэтому его необходимо запускать при закрытом вентиле.

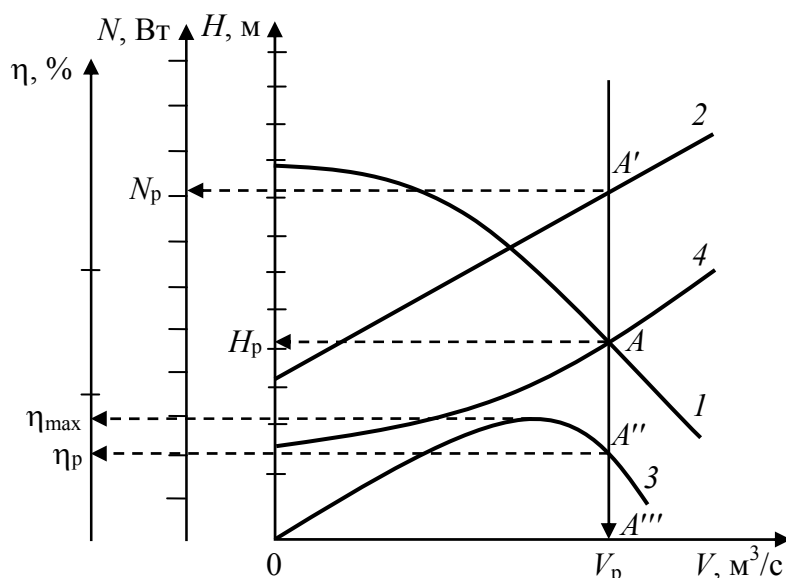


Рис. 4.2. Характеристики центробежного насоса и трубопроводной сети:

1 – $H = f(V)$; 2 – $N = f(V)$; 3 – $\eta = f(V)$; 4 – $H_c = f(V)$

Мощность, которую насос затрачивает на придание жидкости энергии давления, называют полезной $N_{\text{п}}$:

$$N_{\text{п}} = \rho g H V, \quad (4.1)$$

где ρ – плотность жидкости, $\text{кг}/\text{м}^3$; $g = 9,8 \text{ м}/\text{с}^2$.

Мощность на валу $N_{\text{в}}$ характеризует КПД насоса

$$\eta_{\text{п}} = \frac{N_{\text{п}}}{N_{\text{в}}}. \quad (4.2)$$

Величина $\eta_{\text{п}}$ приблизительно равна 0,70–0,85.

Мощность, которая расходуется двигателем $N_{\text{дв}}$, больше $N_{\text{в}}$ на величину механических потерь в передаче от двигателя к насосу, а также в самом двигателе, что учитывается КПД передачи $\eta_{\text{пер}}$ и КПД двигателя $\eta_{\text{дв}}$:

$$N_{\text{дв}} = \frac{N_{\text{в}}}{\eta_{\text{пер}}\eta_{\text{дв}}} = \frac{N_{\text{п}}}{\eta_{\text{пер}}\eta_{\text{дв}}\eta_{\text{п}}}. \quad (4.3)$$

Производительность, напор и мощность центробежного насоса зависят от частоты вращения n рабочего колеса.

Когда известны характеристики насоса V_1 , H_1 и N_1 при одной частоте вращения n_1 , то можно рассчитать характеристики V_2 , H_2 и N_2 при втором значении n_2 , используя уравнение закона пропорциональности:

$$\frac{V_1}{V_2} = \frac{n_1}{n_2}; \quad \frac{H_1}{H_2} = \left(\frac{n_1}{n_2}\right)^2; \quad \frac{N_1}{N_2} = \left(\frac{n_1}{n_2}\right)^3. \quad (4.4)$$

Практически такой строгой зависимости нет, и ее надо применять при изменении скорости рабочего колеса не более чем в два раза.

Характеристики насоса используют при его подборе к трубопроводной сети, по которой перекачивают жидкость (рис. 4.3). Трубопроводная сеть состоит из трубопровода всасывания (от заборной емкости до насоса) и нагнетательного трубопровода (от насоса к приемной емкости).

Для подбора насоса характеристику сети представляют в виде графической зависимости между расходом V и напором $H_{\text{с}}$, который необходим для перемещения жидкости по трубопроводной сети. Напор сети $H_{\text{с}}$ при одинаковом диаметре всасывающего и нагнетательного трубопроводов представляют в виде уравнения

$$H_{\text{с}} = aV^2 + b = \frac{\left(1 + \lambda \frac{l}{d} + \sum \xi\right)V^2}{2gF^2} + H_{\text{под}} + H_{\text{доп}}, \quad (4.5)$$

где λ – коэффициент трения; l – длина всасывающего и нагнетательного трубопроводов, м; d – диаметр трубопроводов, м; $\sum \xi$ – сумма коэффициентов местных сопротивлений; $F = \frac{\pi d^2}{4}$ – пло-

щадь поперечного сечения трубопровода, м^2 ; $H_{\text{доп}} = \frac{p_2 - p_1}{\rho g}$ –

дополнительный напор, который необходим для преодоления разности давления в приемной и заборной емкостях, м; p_2 – давление в приемной емкости, Па; p_1 – давление в заборной емкости, Па; $H_{\text{под}}$ – полная высота подъема жидкости, м.

При подборе насоса характеристику сети $H_c = f(V)$ строят в одинаковом масштабе с характеристикой насоса $H = f(V)$ (рис. 4.2).

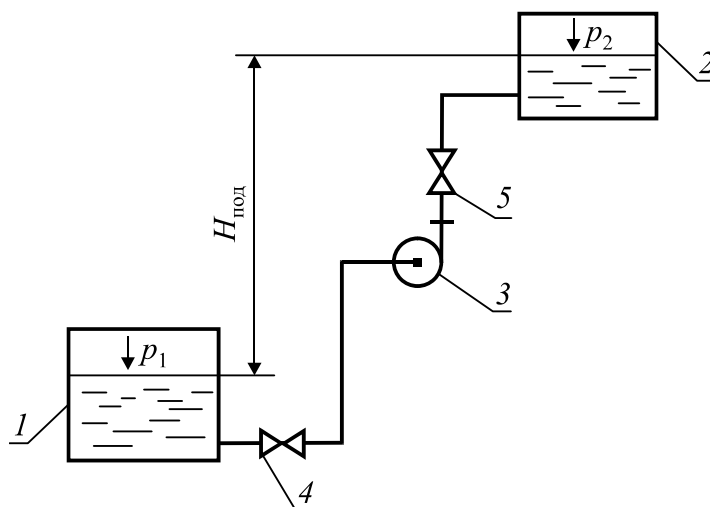


Рис. 4.3. Схема трубопроводной сети:
1 – заборная емкость; 2 – приемная емкость;
3 – насос; 4, 5 – вентили

Точка пересечения A этих характеристик дает так называемую рабочую точку, которая определяет условия работы насоса на сеть. С помощью рабочей точки определяют показатели работы насоса с данной трубопроводной сетью: V_p – рабочую производительность; H_p – рабочий напор; N_p – рабочую мощность; η_p – рабочий КПД. Рабочий расход сравнивают с технологическим (необходимым) расходом V_T и определяют пригодность насоса:

1) $V_p = V_T$ – насос подходит для работы с данной трубопроводной сетью;

2) $V_p > V_T$ – насос подходит с запасом (запас должен быть не более 25% с экономической точки зрения);

3) $V_p < V_T$ – насос не подходит.

При этом необходимо, чтобы рабочий КПД η_p насоса находился в области максимального КПД η_{max} . Тогда насос будет работать в оптимальном режиме.

2.1. Описание установки

Схема лабораторной установки показана на рис. 4.4.

Центробежный насос *1* установлен на одном валу с электродвигателем *2*, что позволяет проводить испытания насоса при разных числах оборотов. Изменение частоты вращения рабочего колеса насоса осуществляется с помощью ЛАТРа *6*.

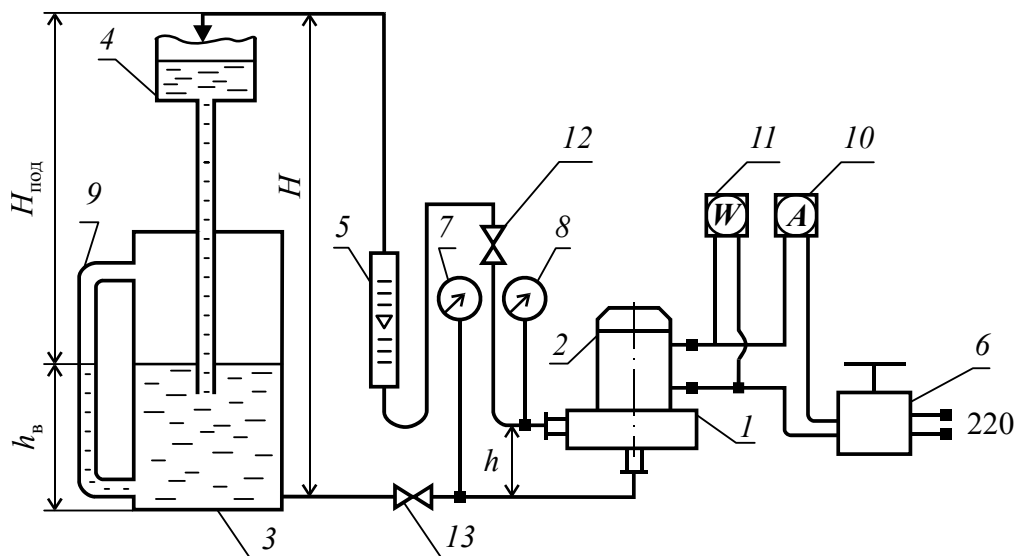


Рис. 4.4. Схема лабораторной установки:

1 – насос; *2* – электродвигатель; *3* – заборная емкость; *4* – приемная емкость; *5* – ротаметр; *6* – ЛАТР; *7* – вакуумметр; *8* – манометр; *9* – водомерная трубка; *10* – амперметр; *11* – вольтметр; *12*, *13* – вентили

Величину ее определяют по делениям на ЛАТРе. Мощность, которую расходует электродвигатель, устанавливают по показаниям амперметра *10* и вольтметра *11*. Дно емкости *3* установлено выше насоса *1*, поэтому перед запуском насоса не нужно специально заливать водой. Запуск насоса выполняют при открытом вентиле *13* и закрытом вентиле *12*. Расход воды регулируют вентилем *12* и замеряют с помощью ротаметра *5*. Напор насоса определяют по показаниям вакуумметра *7* и манометра *8*. Для определения высоты подъема воды $H_{\text{под}}$ емкость *3* имеет водомерную трубку *9*.

2.2. Последовательность выполнения работы

2.2.1. Определение характеристик насоса

Установить на ЛАТРе *6* напряжение 220 В. При закрытом вентиле *12* включить насос *1*.

Установить заданное число оборотов рабочего колеса насоса с помощью ЛАТРа 6, поворачивая его ручку. Записать в табл. 4.1 опытные данные показаний амперметра, вольтметра, вакуумметра и манометра.

На ротаметре 5 установить минимальное значение расхода (верхний срез поплавка установить на нижней черте) и снова записать в таблицу показания приборов и ротаметра, затем расход воды изменять самостоятельно через равное количество делений ротаметра не менее чем 4 раза.

Измерения закончить на наибольшем расходе, затем закрыть вентиль 12 и отключить насосы.

2.2.2. Определение характеристик сети

Установить на ЛАТРе 6 напряжение 220 В и при закрытом вентиле 12 включить насос 1.

Установить с помощью вентиля 12 на ротаметре заданный расход воды. Записать в табл. 4.2 показания ротаметра, манометра и вакуумметра.

Установить последовательно еще три значения числа оборотов рабочего колеса с помощью ЛАТРа 6 и записать показания приборов в таблицу.

Закрыть вентиль 12. Установить напряжение на ЛАТРе 6 220 В. Выключить насосы.

2.3. Проведение расчетов и анализ результатов

2.3.1. Расчет характеристик насоса

Для всех замеров выполнить следующие расчеты.

Определить производительность насоса V по числу делений на ротаметре с помощью тарировочного графика, который расположен на установке.

По показаниям манометра p_m определить давление в нагнетательном трубопроводе:

$$p_n = p_{\text{атм}} + p_m,$$

где $p_{\text{атм}}$ – давление атмосферное, Па.

По показаниям вакуумметра p_v определить давление во всасывающем трубопроводе

$$p_{\text{вс}} = p_{\text{атм}} - p_v.$$

Рассчитать напор в нагнетательном трубопроводе

$$h_{\text{н}} = \frac{p_{\text{н}}}{\rho g}$$

и напор во всасывающем трубопроводе

$$h_{\text{вс}} = \frac{p_{\text{вс}}}{\rho g}.$$

Определить полный напор насоса

$$H = h_{\text{н}} - h_{\text{вс}} + h,$$

где h – расстояние по вертикали от места присоединения манометра и вакуумметра, равная 0,06 м (рис. 4.4).

Рассчитать полезную мощность

$$N_{\text{п}} = \rho g H V,$$

где ρ – плотность воды при температуре опыта, кг/м³.

Найти номинальную мощность, которая потребляется электродвигателем переменного тока:

$$N_{\text{дв}} = IU.$$

Определить мощность на валу

$$N_{\text{в}} = \eta_{\text{дв}} \eta_{\text{пер}} N_{\text{дв}},$$

где $\eta_{\text{дв}}$ – КПД двигателя; $\eta_{\text{пер}}$ – КПД передачи (для данной установки $\eta_{\text{дв}} = 0,8$; $\eta_{\text{пер}} = 0,4$).

Рассчитать КПД насоса

$$\eta_{\text{н}} = \frac{N_{\text{п}}}{N_{\text{в}}}.$$

Результаты всех расчетов внести в табл. 4.1.

Таблица 4.1

Измеренные и рассчитанные величины насоса

Показания ротаметра, дел.	Производительность насоса V , м ³ /с	Показания манометра $p_{\text{м}}$		Давление нагнетания $p_{\text{н}}$, Па	Напор нагнетания $h_{\text{н}}$, м вод. ст.	Показания вакуумметра $p_{\text{в}}$		Давление всасывания $p_{\text{вс}}$, Па
		кг/см ²	Па			кг · с/см ²	Па	
1	2	3	4	5	6	7	8	9

Окончание табл. 4.1

Напор всасывания $h_{вс}$, м вод. ст.	Полный напор насоса H , м вод. ст.	Показания амперметра I , А	Показания вольтметра U , В	Мощность, Вт			КПД насоса η_n
				полезная N_p	электродвигателя $N_{дв}$	на валу N_b	
10	11	12	13	14	15	16	17

2.3.2. Расчет характеристик сети

Для всех замеров определить расход воды V по показаниям ротаметра.

По показаниям манометра p_m рассчитать давление в нагнетательном трубопроводе: $p_n = p_{атм} + p_m$.

По показаниям вакуумметра p_b определить давление во всасывающем трубопроводе: $p_{вс} = p_{атм} - p_b$.

Рассчитать напор в нагнетательном трубопроводе $h_n = p_n / (\rho g)$ и во всасывающем трубопроводе: $h_{вс} = p_{вс} / (\rho g)$.

Определить напор сети $H_c = h_n - h_{вс} + h$.

Результаты занести в табл. 4.2.

Таблица 4.2

Измеренные и рассчитанные величины сети

Частота вращения колеса n , c^{-1}	Показания ротаметра, дел.	Расход воды V , $м^3/с$	Показания манометра p_m , $кг·с/см^2$	Давление нагнетания p_n , Па	Напор нагнетания h_n , м вод. ст.	Показания вакуумметра p_b , $кг·с/см^2$	Давление всасывания $p_{вс}$, Па	Напор всасывания $h_{вс}$, м вод. ст.	Напор сети, H_c , м вод. ст.

2.3.3. Определение рабочей точки и рабочих характеристик насоса

Построить характеристики насоса $H = f(V)$, $N_p = f(V)$, $\eta_n = f(V)$ по данным табл. 4.1.

Построить характеристику трубопроводной сети $H_c = f(V)$ по данным табл. 4.2 на том же графике, что и $H = f(V)$, в том же масштабе.

Найти рабочую точку и определить показатели работы насоса на трубопроводную сеть: V_p , H_p , N_p и η_p (см. рис. 2).

3. Центробежные вентиляторы. Испытание

По сравнению с насосами вентиляторы перемещают газы, которые имеют плотность гораздо меньшую, чем жидкости. Поэтому на практике удобнее представлять рабочую характеристику вентилятора в виде зависимости полного давления p вентилятора от производительности V , $p = f(V)$.

Характеристику трубопроводной сети также представляют в виде зависимости между давлением p_c , которое необходимо для передвижения, и расходом газа $V - p_c = f(V)$. Поскольку плотность газов невелика ($\sim 1 \text{ кг/м}^3$) и разность давления в местах, откуда и куда перемещаются газы, также малая величина, то характеристика сети имеет вид зависимости $p_c = aV^2$, которая начинается с нуля.

3.1. Описание установки

Схема лабораторной установки показана на рис. 4.5.

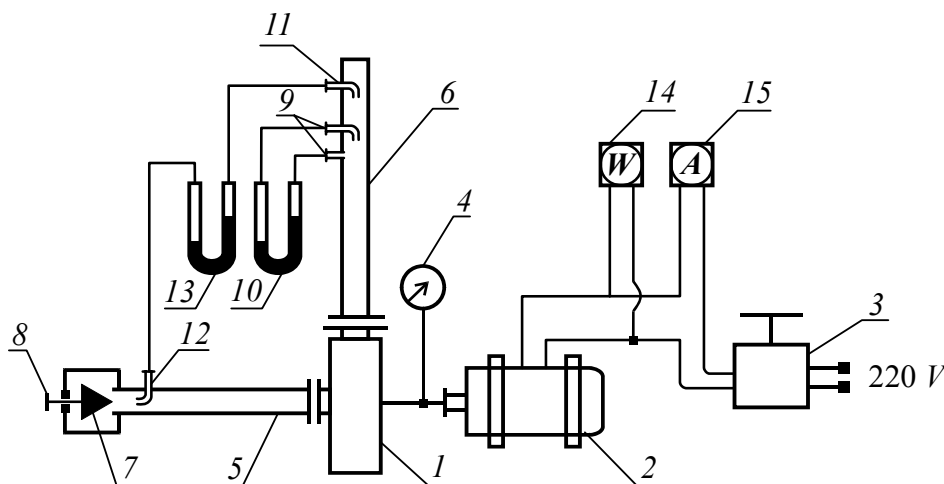


Рис. 4.5. Схема лабораторной установки:

- 1 – вентилятор; 2 – электродвигатель; 3 – ЛАТР; 4 – тахометр;
 5 – всасывающий трубопровод; 6 – нагнетательный трубопровод;
 7 – заслонка; 8 – рукоятка заслонки; 9 – трубка Пито – Прандтля;
 10, 13 – U-образные дифференциальные водяные манометры;
 11, 12 – трубки полного давления; 14 – вольтметр; 15 – амперметр

Центробежный вентилятор 1 установлен на одном валу с электродвигателем 2, что позволяет изменять частоту вращения рабочего колеса вентилятора с помощью ЛАТРа 3. Частоту вращения измеряют тахометром 4. Для изменения расхода воздуха используют

заслонку 7, которая установлена на всасывающем трубопроводе 5. Расход воздуха измеряют с помощью трубки Пито – Прандтля 9, которая установлена на оси нагнетательного трубопровода 6, и дифманометра 10.

Полное давление, которое создает вентилятор, определяют с помощью трубок полного давления 11 и 12, которые установлены на нагнетательном и всасывающем трубопроводе, и дифманометра 13.

Для определения мощности, которую расходует электродвигатель 2, используют показания амперметра 15 и вольтметра 14.

3.2. Последовательность выполнения работы

3.2.1. Определение характеристик вентилятора

Повернуть ручку ЛАТРа 3 против часовой стрелки до упора. Закрыть заслонку 7, поворачивая рукоятку 8 по часовой стрелке до упора.

Подать напряжение на установку.

Установить заданное число оборотов рабочего колеса вентилятора с помощью ЛАТРа 3, поворачивая его ручку по часовой стрелке, и тахометра 4. Записать показания тахометра 4, манометра 13, амперметра и вольтметра в табл. 4.3 (показания манометра 10 равны нулю).

Установить минимальную производительность вентилятора (расход воздуха). Для этого открыть заслонку 7 так, чтобы дифманометр 10 показывал около 3 мм вод. ст. Записать показания дифманометров 10, 13, амперметра и вольтметра в табл. 4.3.

Затем устанавливая расход воздуха таким образом, чтобы каждый последующий раз дифманометр 10 показывал на 2–3 мм вод. ст. больше. При каждом увеличении расхода записывать показания приборов в табл. 4.3.

При достижении максимального расхода повернуть ручку ЛАТРа против часовой стрелки до упора. Выключить установку.

3.2.2. Определение характеристик сети

Характеристику сети получают при неизменном положении заслонки 7 и изменяя частоту вращения рабочего колеса с помощью ЛАТРа 3.

Установить заслонку на небольшом расстоянии (по указанию преподавателя) от трубы 5. Повернуть ручку ЛАТРа 3 против часовой стрелки до упора.

Подать напряжение на установку.

Установить минимальную частоту вращения рабочего колеса по тахометру 4 с помощью ЛАТРа 3.

Записать показания тахометра 4 и дифманометров 10 и 13 в табл. 4.4.

Установить следующую большую частоту вращения и записать показания приборов, и так продолжать до максимального значения частоты вращения.

Затем повернуть ручку ЛАТРа против часовой стрелки до упора. Выключить установку.

3.3. Проведение расчетов и анализ результатов

3.3.1. Расчет характеристик вентилятора

Определить производительность вентилятора V по показаниям дифманометра 10 с помощью тарировочного графика, которые находятся на установке.

Полное давление p , которое создает вентилятор, равно показаниям дифманометра 13.

Рассчитать мощность $N_{дв}$, Вт, которую потребляет двигатель

$$N_{дв} = IU,$$

где I – ток, А; U – напряжение, В.

Определить полезную мощность $N_{п}$, Вт:

$$N_{п} = Vp,$$

где V – производительность вентилятора, м³/с; p – полное давление, Па.

Рассчитать мощность на валу вентилятора $N_{в}$, Вт:

$$N_{в} = \frac{N_{п}}{\eta_{дв} \eta_{п}},$$

где $\eta_{дв} = 0,8$ – КПД двигателя; $\eta_{п} = 0,75$ – КПД передачи.

Определить КПД вентилятора: $\eta = N_{п} / N_{в}$.

Результаты всех расчетов внести в табл. 4.3.

Таблица 4.3

**Измеренные и рассчитанные величины вентилятора.
Показания тахометра 1/с**

Показания манометра 10, Па	Производительность вентилятора V , м ³ /с	Показания манометра 13, p_m , Па	Полное давление вентилятора p , Па
1	2	3	4

Окончание табл. 4.3

Показания амперметра I , А	Показания вольтметра U , В	Мощность, Вт			КПД вен- тилятора η
		полезная $N_{\text{п}}$	электро- двигателя $N_{\text{дв}}$	на валу $N_{\text{в}}$	
5	6	7	8	9	10

3.3.2. Расчет характеристик трубопроводной сети

Для всех замеров по показаниям дифманометра 10 определить расход воздуха V с помощью тарировочного графика.

Полное давление сети p_c равно показаниям дифманометра 13.

Результаты записать в табл. 4.4.

Таблица 4.4

Измеренные и рассчитанные величины сети

Показания тахометра, 1/с	Показания манометра 10, Па	Расход воздуха V , м ³ /с	Показания манометра 13, p_m , Па	Полное давление p_c , Па
1	2	3	4	5

3.3.3. Определение рабочей точки и рабочих характеристик вентилятора

Построить характеристики вентилятора: $p = f(V)$; $N_{\text{п}} = f(V)$; $\eta = f(V)$ по данным табл. 4.3.

По данным табл. 4.4 в том же масштабе построить характеристику сети $p_c = f(V)$.

Найти рабочую точку и определить показатели работы вентилятора на трубопроводную сеть: V_p , p_p , N_p , η_p (см. рис. 4.2).

4. Содержание отчета

Отчет о работе должен содержать цель и описание работы; схему установки и ее описание; таблицу измеренных и рассчитанных величин для насоса (вентилятора) и сети; примеры расчетов; характеристики насоса (вентилятора) и сети; выводы.

Вопросы для подготовки и самоконтроля

1. Устройство и принцип действия центробежных машин для перемещения жидкостей и газов.
2. Основные параметры центробежных машин.

3. Характеристики центробежных машин.
4. Закон пропорциональности.
5. Трубопроводная сеть.
6. Характеристика трубопроводной сети.
7. Работа центробежных машин на сеть.
8. Рабочая точка и ее определение.
9. Практическое определение характеристик центробежных машин и трубопроводной сети.
10. Правила подбора центробежных машин к трубопроводной сети.
11. Показатели работы центробежных машин и необходимость их определения.

Раздел III

ГИДРОМЕХАНИЧЕСКИЕ ПРОЦЕССЫ

Процессы осаждения, фильтрования, центрифугирования, перемешивания и псевдооживления связаны с движением жидкостей, газов, паров и твердых частиц. Скорость этих процессов определяется законами гидромеханики, поэтому их называют гидромеханическими.

В химической технологии гидромеханические процессы имеют большое значение при подготовке сырья и очистке готовых продуктов, при очистке стоков воды и отходящих газов, а также при выделении из них ценных продуктов.

Гидродинамика неоднородных систем рассматривает задачи по определению параметров процессов и аппаратов, которые обеспечивают 1) необходимую степень разделения фаз или создания однородности в объеме текущей среды, а также 2) псевдооживленное состояние зернистых слоев.

Работа № 5

РАЗДЕЛЕНИЕ НЕОДНОРОДНЫХ СИСТЕМ В ПОЛЕ СИЛ ТЯЖЕСТИ

Цель работы: определить экспериментальные значения скорости свободного осаждения твердых шарообразных частиц или их диаметр и сопоставить с рассчитанными величинами.

1. Основные определения и теория процесса

Осаждение частиц в поле сил тяжести (отстаивание) применяется в процессах разделения суспензий, пылегазовых смесей и эмульсий.

Величина скорости осаждения частиц является важной характеристикой при определении размеров аппаратов, прежде всего площади осаждения отстойников и пылеосадительных камер.

Несмотря на разнообразие разделяемых в гравитационном поле неоднородных систем, закономерности процессов осаждения частиц в них одинаковые.

Движущей силой при отстаивании является разность действующих на частицу силы тяжести и архимедовой силы. Вместе с тем при движении частиц в реальной среде возникает сила сопротивления, обусловленная силами вязкостного трения и инерции вещества самой среды. Когда сила сопротивления становится равной движущей силе, устанавливается равновесие действующих на частицу сил и она двигается без ускорения. Следовательно, скорость ее осаждения становится постоянной и для шарообразных частиц определяется как

$$w_{\text{cp}} = \sqrt{\frac{4(\rho_{\text{ч}} - \rho_{\text{сп}})}{3\xi\rho_{\text{сп}}} dg}, \quad (5.1)$$

где $\rho_{\text{ч}}$, $\rho_{\text{сп}}$ – плотности материала частиц и сплошной среды соответственно, кг/м³; ξ – коэффициент сопротивления; d – диаметр частиц, м; g – ускорение свободного падения, м/с².

Следует отметить, что участок ускоренного движения частиц в жидкости мал и в большинстве случаев им можно пренебречь.

Для расчета скорости осаждения по формуле (5.1) необходимо знать величину ξ .

Экспериментальным путем с использованием теории подобия установлено, что для шаровых частиц

$$\xi = f(\text{Re}), \quad (5.2)$$

где Re – число Рейнольдса.

$$\text{Re} = \frac{w_{\text{oc}} d \rho_{\text{сп}}}{\mu_{\text{сп}}}, \quad (5.3)$$

где $\mu_{\text{сп}}$ – динамическая вязкость среды, Па · с.

Эмпирически установлены три различные гидродинамические режимы движения твердых шарообразных частиц в неподвижных жидкостях: 1) ламинарная область ($\text{Re} < 2$); 2) переходный режим ($2 \leq \text{Re} \leq 500$); 3) турбулентное движение твердых частиц ($\text{Re} > 500$).

При совместном решении уравнений (5.1) и (5.2) получены зависимости для расчета скорости осаждения:

при $\text{Re} < 2$

$$w_{\text{oc}} = \frac{d^2 g (\rho_{\text{ч}} - \rho_{\text{сп}})}{18 \mu_{\text{сп}}}; \quad (5.4)$$

для $2 \leq Re \leq 500$

$$w_{oc} = \frac{d^{1,143} g^{0,714} (\rho_{\text{ч}} - \rho_{\text{ср}})^{0,714}}{6,545 \mu_{\text{ср}}^{0,429} \rho_{\text{ср}}^{0,286}}; \quad (5.5)$$

при $Re > 500$

$$w_{oc} = 1,742 \sqrt{\frac{dg(\rho_{\text{ч}} - \rho_{\text{ср}})}{\rho_{\text{ср}}}}. \quad (5.6)$$

Для того чтобы выбрать одно из расчетных уравнений (5.4)–(5.6), необходимо знать величину Re , в которую входит искомая скорость осаждения w_{oc} .

В связи с этим разработаны следующие способы нахождения w_{oc} .

1-й способ (метод последовательных приближений). Задаются режимом осаждения, по одной из зависимостей (5.4), (5.5) или (5.6) рассчитывают скорость осаждения w_{oc} и находят величину Re . Если Re соответствует выбранному режиму, расчет w_{oc} заканчивают. Иначе нужно выбрать другой режим осаждения и повторить расчеты.

2-й способ. Гидродинамический режим осаждения можно сразу установить с помощью критерия подобия Архимеда, в который не входит w_{oc} :

$$Ar = \frac{d^3 (\rho_{\text{ч}} - \rho_{\text{ср}}) \rho_{\text{ср}} g}{\mu_{\text{ср}}^2}. \quad (5.7)$$

При этом границы режимов осаждения следующие:

ламинарный: $Ar < 36$;

переходный: $36 \leq Ar \leq 83\,000$;

турбулентный: $Ar > 83\,000$.

Таким образом, по числу Ar из (5.4)–(5.6) можно сразу выбрать необходимую формулу и рассчитать w_{oc} .

3-й способ. Сначала с помощью (5.7) находят число Ar . Затем рассчитывают величину Re по следующим формулам:

а) ламинарный режим ($Ar \leq 36$):

$$Re = \frac{Ar}{18}; \quad (5.8)$$

б) переходный режим ($36 < Ar \leq 83\,000$):

$$Re = 0,152 Ar^{0,715}; \quad (5.9)$$

в) турбулентный режим ($Ar > 83\,000$):

$$Re = 1,742\sqrt{Ar}. \quad (5.10)$$

Тогда скорость осаждения w_{oc} определяется по уравнению

$$w_{oc} = \frac{Re\mu_{cp}}{d\rho_{cp}}. \quad (5.11)$$

4-й способ. Для всех режимов осаждения можно воспользоваться зависимостью, которая очевидным образом связывает Re и Ar и позволяет приблизительно найти w_{oc} :

$$Re = \frac{Ar}{18 + 0,58\sqrt{Ar}}. \quad (5.12)$$

5-й способ. Для приблизительного определения w_{oc} можно использовать графическую зависимость $Ly = f(Ar)$ (рис. 1 приложения), где Ly – критерий подобия Лященко:

$$Ly = \frac{Re^3}{Ar} = \frac{w_{cp}^3 \rho_{cp}^2}{\mu_{cp}(\rho_{ч} - \rho_{cp})g}. \quad (5.13)$$

С помощью этой зависимости можно также решать прямую и обратную задачи.

Прямая задача. По заданному диаметру частиц с помощью одного из рассмотренных способов рассчитывают скорость осаждения.

Обратная задача решается в обратном порядке. По данной скорости осаждения рассчитывают Ly , по графику $Ly = f(Ar)$ находят Ar и определяют диаметр осаждаемой частицы:

$$d = \sqrt[3]{\frac{Ar\mu_{cp}^2}{\rho_{cp}(\rho_{ч} - \rho_{cp})g}}. \quad (5.14)$$

Обратную задачу тоже можно решить по следующим зависимостям, полученным из формул (5.4)–(5.6):

а) ламинарный режим:

$$d = \sqrt{\frac{18\mu_{oc}w_{oc}}{(\rho_{ч} - \rho_{oc})g}}; \quad (5.15)$$

б) переходный режим:

$$d = \frac{5,147w_{oc}^{0,875}\mu_{oc}^{0,375}\rho_{oc}^{0,25}}{g^{0,625}(\rho_{ч} - \rho_{oc})^{0,625}}; \quad (5.16)$$

в) турбулентный режим:

$$d = 0,33 \frac{\rho_{oc} w_{oc}^2}{g(\rho_{ч} - \rho_{oc})}. \quad (5.17)$$

При этом используют два способа определения диаметра частиц d .

1-й способ (метод последовательных приближений). Задаются режимом осаждения, из (5.15), (5.16) и (5.17) выбирают соответствующую зависимость и рассчитывают d . По формуле (5.3) находят число Re. Если оно соответствует заданному режиму, расчет заканчивают. В противном случае повторяют расчеты для другого режима осаждения.

2-й способ. Режим осаждения можно сразу определить по величине критерия Lu:

ламинарный режим: $Lu < 0,222$;

переходный режим: $0,222 \leq Lu \leq 1506$;

турбулентный режим: $Lu > 1506$.

Если режим осаждения известен, то по соответствующей формуле можно сразу найти диаметр частицы d .

2. Описание установки

Лабораторная установка включает стеклянные колонны 1 , которые заполнены жидкостями с различными физическими свойствами. Плотности и вязкости масла и водного раствора глицерина приведены на стенде установки.

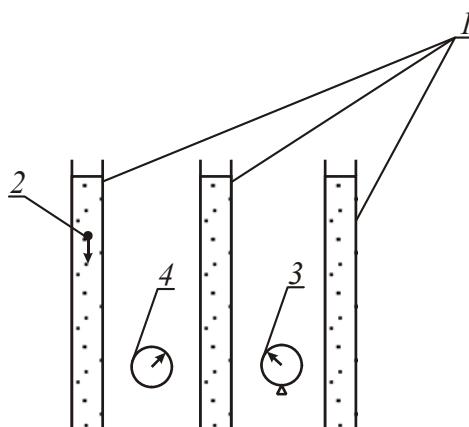


Схема установки для определения скорости осаждения частиц:

1 – стеклянные колонны; 2 – осаждающийся шарик; 3 – микрометр; 4 – секундомер

В качестве осаждаемых частиц используются шарики 2 разного диаметра, которые изготовлены из различных материалов. Диаметр этих шариков определяют с помощью микрометра 3. По секундомеру 4 устанавливают время прохождения частичками контрольных участков в колонках, отмеченных метками.

3. Последовательность выполнения работы

Перед проведением опытов поставить микрометр на нулевое деление. Частицы под шток прибора необходимо класть таким образом, чтобы показания микрометра были наибольшие. Секундомер следует включить одновременно с прохождением частицей верхней метки и выключить при достижении нижней метки.

Результаты опытных исследований будут корректными, если к осаждаемым частицам не подцепятся пузырьки воздуха. Иначе эксперимент следует повторить.

4. Проведение расчетов и анализ результатов

По замеренному времени τ прохождения твердыми частичками заданного расстояния H в колонках I рассчитать опытную скорость осаждения:

$$W_{\text{ос.э}} = \frac{H}{\tau}. \tag{5.18}$$

Результаты измерений и расчетов внести в табл. 5.1.

Таблица 5.1

Опытные данные

Размер частиц (шариков) d , мм	Плотность частиц $\rho_{\text{ч}}$, кг/м ³	Плотность среды $\rho_{\text{ж}}$, кг/м ³	Вязкость жидкости $\mu_{\text{ж}}$, Па · с	Путь осаждения H , м	Время осаждения τ , с	Опытная скорость осаждения $w_{\text{ос.э}}$, м/с

По указанию преподавателя с помощью выбранного способа теоретически решают прямую или обратную задачи процесса осаждения.

При решении прямой задачи по измеренному диаметру частицы с помощью зависимостей (5.3)–(5.13) нужно рассчитать теоретическую скорость осаждения $w_{\text{ос.т}}$ и сравнить ее с экспериментальной

(найти относительное отклонение опытной и теоретической величин по формуле (1)). Результаты расчетов занести в табл. 5.2.

Таблица 5.2

Прямая задача

Ar	Re	Ly	Режим осаднения	Скорость осаднения (расчетная) $w_{oc,т}$, м/с	Относительное отклонение $w_{oc,э}$ и $w_{oc,т}$, %
(если нужно)					

При решении обратной задачи по найденным опытным скоростям осаднения $w_{oc,э}$ с помощью уравнений (5.14)–(5.17) или графической зависимости $Ly = f(Ar)$ рассчитать диаметр твердой частицы и сравнить его с измеренным диаметром d_s , т. е. по формуле (1) определить относительное отклонение этих величин. Результаты расчетов занести в табл. 5.3.

Таблица 5.3

Обратная задача

Ly	Re	Режим осаднения	Расчетный диаметр твердой частицы d_t , мм	Относительное отклонение d_s и d_t , %
(если нужно)				

5. Содержание отчета

Отчет о работе должен включать цель и описание работы; схему и описание установки; таблицы измеренных и рассчитанных величин; примеры расчетов скорости осаднения или диаметра твердой частицы и относительных отклонений опытных и теоретически рассчитанных величин; анализ причин отклонения опытных и расчетных данных; выводы.

Вопросы для подготовки и самоконтроля

1. Движущая сила и сила сопротивления при осаднении частиц в вязких средах.
2. От чего зависит скорость осаднения частиц?
3. Почему нельзя проводить измерения, если пузырьки воздуха цепляются к твердым частицам?
4. Режимы осаднения твердых частиц.
5. Как зависит коэффициент сопротивления ξ от числа Re в различных режимах осаднения?

6. Получите формулы (5.4)–(5.6) на основе зависимостей (5.1)–(5.3).
7. Способы решения прямой задачи процесса осаждения.
8. Как решается обратная задача процесса осаждения?
9. Чем отличается теоретическая скорость осаждения от действительной скорости осаждения?
10. В каких промышленных аппаратах используется осаждение в поле сил тяжести?
11. Как определить скорость осаждения частиц несферической формы?
12. Как рассчитывается скорость стесненного осаждения частиц?

Работа № 6

РАЗДЕЛЕНИЕ НЕОДНОРОДНЫХ СИСТЕМ В ЦИКЛОНЕ

Цель работы: ознакомиться с конструкцией и работой циклона, опытным и расчетным путем получить зависимости гидравлического сопротивления от скорости газа в циклоне, определить опытно степень очистки газа в циклоне и его производительность.

1. Основные определения и теория процесса

Циклоны широко используются в химической и других отраслях промышленности при очистке загрязненных газов от пыли и капель жидкости.

В некоторых случаях при разделении суспензий применяются гидроциклоны.

Простейший циклон (рис. 6.1, с. 71) включает цилиндрический корпус 1, конусное днище 2 с отверстием для отвода уловленных частиц, входной патрубок 3, расположенный тангенциально (по касательной) к внутренней поверхности цилиндрического корпуса 1, выхлопную трубу 4, приемный бункер 5 для уловленных частиц, крышку 6.

При работе циклона запыленный газ (поток I) со взвешенными твердыми частичками по входному патрубку поступает в кольцевое пространство между корпусом циклона и выхлопной трубой 4, приобретает вращающиеся движение и одновременно перемещается вниз вдоль оси аппарата. Таким образом, на каждую частичку потока воздействует центробежная сила C , направленная по радиу-

су вращения от центра. Поскольку плотность твердых частиц значительно больше плотности газовой фазы, то они под воздействием закрученного потока движутся и «прижимаются» к корпусу аппарата, одновременно вытесняя менее плотный газ к оси циклона. Далее под воздействием силы тяжести и силы давления газового потока частицы скользят по внутренней поверхности корпуса и конуса вниз и поступают в приемный бункер.

Одновременно очищенный от частиц газовый поток в конусе поворачивается на 180° и по внутренней спирали меньшего радиуса выходит через выхлопную трубу (поток II). При этом самые мелкие частицы дисперсной фазы, не успев осесть на поверхности корпуса, уносятся с отходящим газом.

Надо отметить, что движение потоков газа и твердых частиц в циклоне значительно осложняется сильной турбулентностью и возникновением замкнутых циркуляционных контурных токов газа, а также отрывом уже осажденных частиц от внутренней поверхности циклона. Поэтому разделение фаз в циклоне значительно отличается от случая классического осаждения в неподвижной среде, что не позволяет получить строгие теоретические зависимости для определения скорости движения обеих фаз.

В некоторых циклонах, например батарейных (циклоны малые, рис. 6.2), изменение прямолинейного движения потока I во вращающе-осевое происходит с помощью статического закручивающего элемента 5 с направляющими лопатками.

Разделительная способность циклонов характеризуется фактором разделения $\Phi_{ц}$, который представляет собой отношение центробежной силы C , действующей на частицу массой m при ее вращении с окружной скоростью w , к силе тяжести G и является модифицированным числом Фруда:

$$\Phi_{ц} = \frac{C}{G} = \frac{mw^2}{mg} = \frac{w^2}{rg}, \quad (6.1)$$

где r – текущий радиус траектории движения частицы, м. Очевидно, что величина $\Phi_{ц}$ при движении частицы в циклоне меняется, поскольку w и r являются величинами переменными.

Основными параметрами, которые характеризуют работу циклонов, являются производительность, степень очистки и величина потерь давления (гидравлическое сопротивление) при прохождении газа через аппарат.

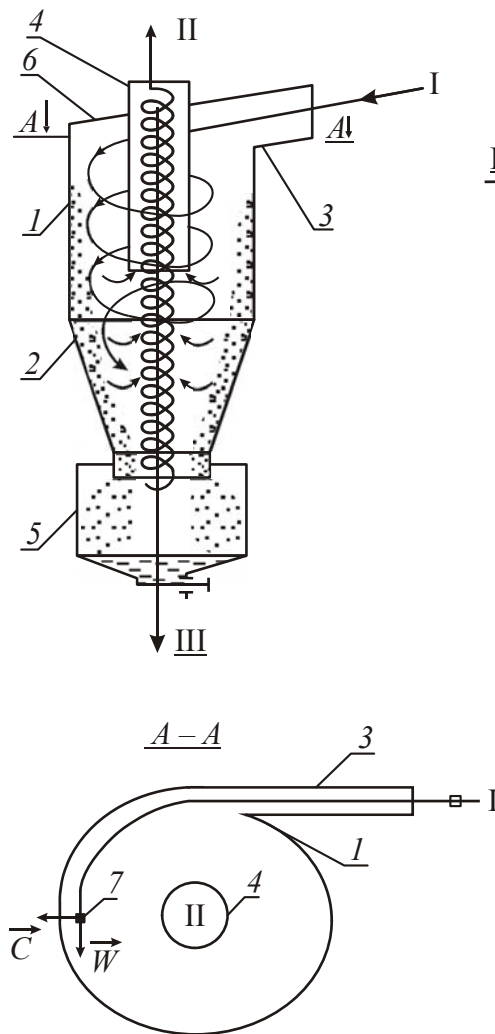


Рис. 6.1. Циклон с тангенциальным входным патрубком:
 I – запыленный газ; II – очищенный газ;
 III – пыль; 1 – цилиндрический корпус;
 2 – конусное днище; 3 – тангенциальный входной патрубок; 4 – выхлопная труба;
 5 – бункер для уловленных частиц;
 б – крышка; 7 – частичка потока

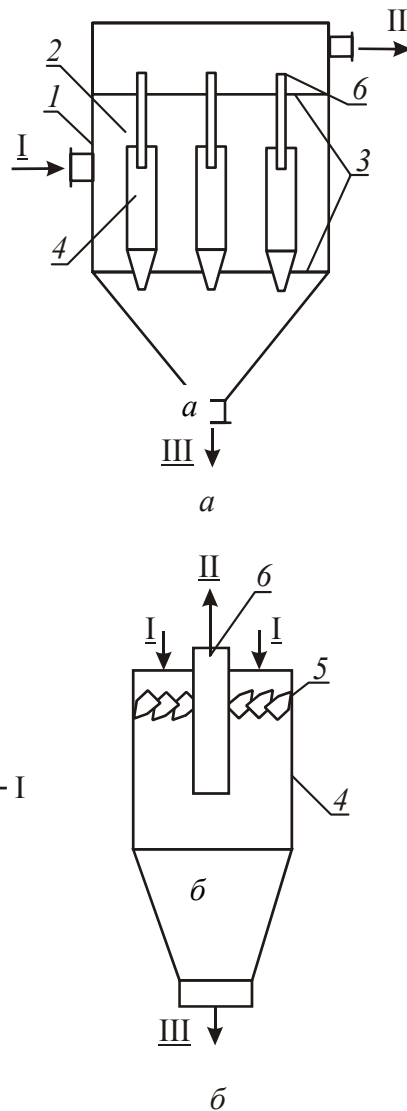


Рис. 6.2. Батарейный циклон:
 а: I – запыленный газ; II – очищенный газ; III – пыль;
 I – корпус; 2 – распределительная камера; 3 – решетки;
 б: 4 – циклонный элемент;
 5 – элемент для закрутки газа;
 б – выхлопная труба

Степень очистки $\eta_{оч}$ – это отношение количества улавливаемой взвеси (твёрдого вещества) $M_{уд}$, кг/с, к ее содержанию на входе потока $M_{вх}$, кг/с, в циклон:

$$\eta_{оч} = \frac{M_{уд}}{M_{вх}} 100\%. \quad (6.2)$$

Поскольку движение и взаимодействие фаз в циклоне очень сложные, то точных теоретических методов расчета степени очистки газа нет. На практике, при проведении расчетов для определения $\eta_{\text{оч}}$, используют графические зависимости, которые получены экспериментальным путем и находятся в справочной литературе.

Степень очистки зависит от размеров частиц дисперсной фазы (эквивалентного диаметра d_3) и их плотности $\rho_{\text{ч}}$, плотности газа $\rho_{\text{г}}$ и его динамической вязкости $\mu_{\text{г}}$, внутреннего диаметра D корпуса и типа циклона, а также от скорости $w_{\text{вх}}$ газового потока во входящем патрубке.

Общее гидравлическое сопротивление циклона состоит из потерь давления на вязкостное трение и на преодоление местных сопротивлений, в которых изменяется направление движения и величина скорости. Из-за сложности определения давления на отдельных участках циклона расчет величины гидравлического сопротивления Δp проводят по общим уравнениям местных сопротивлений:

$$\Delta p_{\text{ц}} = \xi_{\text{ц}} \frac{\rho_{\text{г}} w_{\text{ц}}^2}{2}, \quad (6.3)$$

где $\xi_{\text{ц}}$ – коэффициент гидравлического сопротивления циклона; $w_{\text{ц}}$ – фиктивная (среднерасходная) скорость газа в циклоне, рассчитанная по внутреннему диаметру D корпуса циклона, м/с.

В промышленности используется много типов циклонов, но наибольшее распространение нашли нормальные циклоны типа НИИОГАЗ (Научно-исследовательского института очистки газов). Характерной чертой этих циклонов является то, что тангенциальный входящий патрубок расположен под углом к горизонтальной плоскости, от величины которого зависит фактор разделения и траектория движения потоков. Циклоны НИИОГАЗ разделяются на следующие марки: ЦН-11, ЦН-15, ЦН-15У, ЦН-24. Цифра в обозначениях циклона соответствует величине угла наклона (в градусах) входного патрубка к горизонтальной плоскости.

Опытным путем установлено, что оптимальные условия работы циклонов этого типа обеспечиваются при соотношении между гидравлическим сопротивлением $\Delta p_{\text{ц}}$ циклона и плотностью газа $\rho_{\text{г}}$:

$$\frac{\Delta p_{\text{ц}}}{\rho_{\text{г}}} = 500\text{--}750 \text{ м}^2/\text{с}^2; \text{ при этом с увеличением } \frac{\Delta p_{\text{ц}}}{\rho_{\text{г}}} > 750 \text{ м}^2/\text{с}^2 \text{ сте-}$$

пень очистки $\eta_{\text{оч}}$ увеличивается незначительно, а с уменьшением

$$\frac{\Delta p_{\text{ц}}}{\rho_{\text{г}}} < 500 \text{ м}^2/\text{с}^2 \text{ – резко падает. При выборе и расчете циклона}$$

НИИОГАЗ для очистки конкретного запыленного газового потока необходимо сравнить характеристики всех марок циклонов и найти оптимальный вариант, который соответствует технологическим условиям очистки. Это возможно сделать с помощью методик расчетов с таблицами и номограммами (графиками), приведенными в специальной литературе, например [1].

Коэффициент гидравлического сопротивления циклона $\xi_{\text{ц}}$ определяется экспериментальным путем. Для циклонов марок ЦН-11, ЦН-15, ЦН-15У и ЦН-24 приблизительные значения $\xi_{\text{ц}}$ принимают 180, 105, 110, 60 соответственно.

Производительность – количество запыленного газа, проходящего через аппарат в единицу времени. Производительность зависит от марки циклона, скорости газа в циклоне и размеров аппарата.

2. Описание установки

Лабораторная установка (рис. 6.3) включает циклон *1* диаметром $D = 0,2$ м, который выполнен из прозрачного оргстекла по типу ЦН-11, только с плоской крышкой. Для транспортировки воздуха через циклон служит вентилятор *8* с электродвигателем *9*. Чтобы получить запыленный воздух на входе в циклон, используется дозатор *4* с заслонкой *5*, который работает под действием силы тяжести.

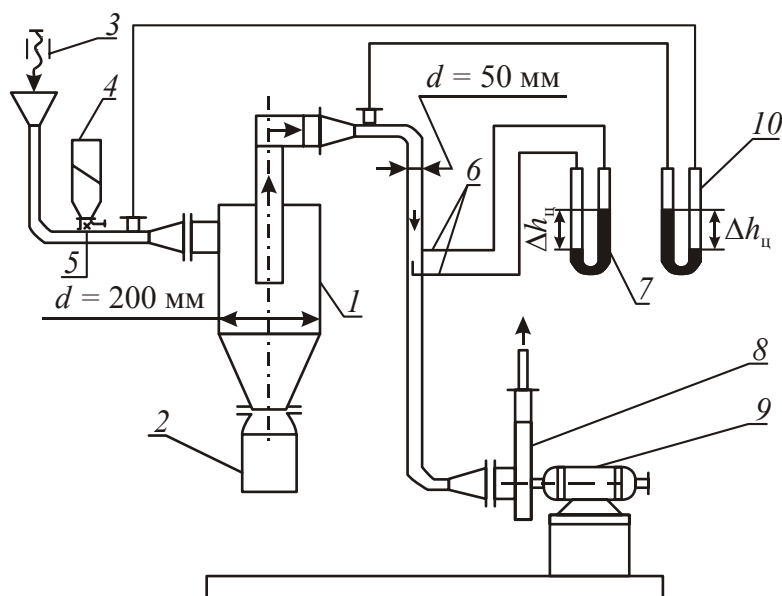


Рис. 6.3. Схема лабораторной установки:

1 – циклон; 2 – бункер; 3 – засов; 4 – дозатор; 5 – заслонка;
6 – трубка Пито; 7, 10 – дифманометры; 8 – вентилятор; 9 – двигатель

Уловленная в циклоне пыль сыплется в бункер 2. Регулирование расхода воздуха осуществляется засовом 3, который установлен на входящем патрубке перед циклоном. Скорость воздуха в циклоне определяется с помощью трубки Пито 6, которая установлена в трубопроводе с внутренним диаметром $d = 0,05$ м и соединена с дифманометром 7. Гидравлическое сопротивление циклона $\Delta p_{\text{ц}}$ измеряется дифманометром 10, который соединен шлангом со штуцерами для замера давления на трубопроводе перед циклоном и после него.

3. Последовательность выполнения работы

Взвесить с помощью весов пыль (100–200 г) с тарой и записать значения в таблицу. Закрывать дозатор 4 заслонкой 5 и засыпать туда пыль. Тару без пыли взвесить. Включить вентилятор 8 и полностью открыть засов 3. На дифманометрах 7, 10 перепады давления будут максимальны. Эти значения $\Delta h_{\text{ц}}$ и $\Delta h_{\text{д}}$, необходимые для расчетов гидравлического сопротивления циклона и расхода воздуха, записать в таблицу. Открыть заслонку дозатора 5, одновременно включить секундомер и наблюдать за процессом разделения в циклоне. После полного разделения (в дозаторе 4 не останется пыли) выключить секундомер, отключить вентилятор 8 и дождаться останова электродвигателя 9. Затем снять бункер 2 с пылью, пыль аккуратно перасыпать в ту же тару и вместе с тарой взвесить на весах. Записать вес пыли перед опытом и после него. Последний вес пыли для последующего исследования будет начальным.

Каждый последующий опыт (всего их 5–6) нужно проводить уменьшая расход воздуха. Для этого закрыть дозатор 4, перепад давления $\Delta h_{\text{д}}$ в дифманометре 7 уменьшать с помощью засова 3 приблизительно на 18–22 мм. Записать в таблицу перепады $h_{\text{д}}$, $\Delta h_{\text{ц}}$ (для расчета гидравлического сопротивления). Опыты проводить в той же последовательности: засыпать в дозатор 4 пыль, включить вентиляторы, открыть засов 3 и т. д.

4. Проведение расчетов и анализ результатов

4.1. Определение зависимости гидравлического сопротивления циклона от скорости газа

Для каждого замера $\Delta h_{\text{д}}$ (мм вод. ст.) определить величину динамического давления $\Delta p_{\text{д}}$ (Па) по формуле

$$\Delta p_{\text{д}} = 9,81 \Delta h_{\text{д}}. \quad (6.4)$$

Рассчитать максимальную скорость движения газа w_{\max} , м/с, в трубе:

$$w_{\max} = \sqrt{\frac{2\Delta p_d}{\rho_r}}, \quad (6.5)$$

где $\rho_r = \rho_0 \frac{273}{273+t}$ – плотность газа при температуре t , °С, опытов, кг/м³; ρ_0 – плотность газа (воздуха) при нормальных условиях, кг/м³.

Найти величину критерия Re_{\max} :

$$Re_{\max} = \frac{w_{\max} \rho_r d}{\mu_r}, \quad (6.6)$$

где μ_r – динамическая вязкость газа (воздуха) при температуре t , Па · с.

С помощью графической зависимости $\frac{w_{\text{ср}}}{w_{\max}} = f(Re_{\max})$ (рис. 2.2, работа № 2) определить среднюю скорость газа $w_{\text{ср}}$ в трубе.

Рассчитать среднюю скорость газа $w_{\text{ц}}$ в циклоне по формуле

$$w_{\text{ц}} = w_{\text{ср}} \left(\frac{d}{D} \right)^2, \quad (6.7)$$

где d, D – внутренний диаметр трубы и циклона соответственно, м.

Опытные значения гидравлического сопротивления $\Delta p_{\text{ц}}^{\text{опытн}}$ циклона для всех замеров рассчитать по формуле

$$\Delta p_{\text{ц}}^{\text{опытн}} = 9,81 \Delta h_{\text{ц}}. \quad (6.8)$$

По уравнению (6.3) найти расчетную величину гидравлического сопротивления $\Delta p_{\text{ц}}^{\text{расч}}$ циклона при $\xi_{\text{ц}} = 180$.

В координатах $\Delta p_{\text{ц}} - w_{\text{ц}}$ построить графические зависимости $\Delta p_{\text{ц}}^{\text{опытн}} = f(w_{\text{ц}})$ и $\Delta p_{\text{ц}}^{\text{расч}} = f(w_{\text{ц}})$ и для каждого замера $\Delta h_{\text{д}}$ определить относительное отклонение Δ опытного и расчетного значений гидравлического сопротивления:

$$\Delta = \frac{|\Delta p_{\text{ц}}^{\text{опытн}} - \Delta p_{\text{ц}}^{\text{расч}}|}{\Delta p_{\text{ц}}^{\text{расч}}} 100\%. \quad (6.9)$$

Проанализировать причины расхождения опытных и расчетных величин, сделать соответствующие выводы.

4.2. Определение степени очистки газа от пыли в циклоне

Определить количество пыли $M_{\text{вх}}$, кг/с, на входе потока в циклон и количество улавливаемой пыли $M_{\text{ул}}$, кг/с.

Величину степени очистки $\eta_{\text{оч}}$ рассчитать по уравнению (6.2):

$$\eta_{\text{оч}} = \frac{M_{\text{ул}}}{M_{\text{вх}}} 100\%.$$

Рассчитать производительность циклона Q , м³/с:

$$Q = w_{\text{ц}} \frac{\pi D^2}{4}.$$

Результаты расчетов для каждого опыта занести в таблицу.

5. Содержание отчета

Отчет о работе должен включать: цель и описание работы; схему лабораторной установки; таблицу опытных и расчетных величин; примеры расчета всех величин в соответствии с порядком обработки данных с записью расчетных формул; графические зависимости опытного и расчетного гидравлического сопротивления циклона; сопоставление расчетных и опытных данных, выводы.

Опытные и рассчитанные величины

$\Delta h_{\text{д}}$, мм вод. ст.	$\Delta h_{\text{ц}}$, мм вод. ст.	Максимальная скорость газа в трубе w_{max} , м/с	Средняя скорость газа в трубе $w_{\text{ср}}$, м/с	Скорость газа в циклоне $w_{\text{ц}}$, м/с	Опытное сопротивление циклона $\Delta p_{\text{ц}}^{\text{опыт}}$, Па	Расчетное сопротивление циклона $\Delta p_{\text{ц}}^{\text{расч}}$, Па	Относительное отклонение Δ , %	$M_{\text{вх}}$, кг	$M_{\text{ул}}$, кг	$\eta_{\text{оч}}$	Q , м ³ /с
---	---	---	---	--	--	--	--	-------------------------	-------------------------	--------------------	----------------------------

Вопросы для подготовки и самоконтроля

1. Фактор разделения и его выражение при разделении неоднородных систем в циклоне.
2. Какие важнейшие рабочие характеристики циклона и их выражение, для чего они определяются?

3. Где высшая эффективность разделения – в одиночном циклоне или в батарейном при одинаковой производительности?
4. Расчет гидравлического сопротивления циклона.
5. Как на практике рассчитывают циклоны НИИОГАЗ?

Работа № 7 ГИДРОДИНАМИКА ПСЕВДООЖИЖЕННОГО ЗЕРНИСТОГО СЛОЯ

Цель работы: экспериментально определить скорость начала псевдооживления и свободного витания частиц и сравнить их с рассчитанными значениями; проследить условия перехода зернистого слоя из неподвижного состояния во взвешенное и в режим пневмотранспарта.

1. Основные определения и теория процесса

Если через неподвижный слой зернистого материала, расположенный на горизонтальной решетке, пропускать снизу вверх газ (ожижающий агент), постепенно увеличивая его расход, то при определенной скорости газа, которую называют скоростью начала псевдооживления $w_{п.с}$ или первой критической, слой переходит из неподвижного в псевдооживленное состояние. В таком состоянии слоя твердые частицы интенсивно перемешиваются во всем объеме. Он напоминает кипящую жидкость. Дальнейшее увеличение скорости газа приводит к увеличению интенсивности перемешивания частиц и высоты слоя. При достижении некоторой скорости из слоя начинают уноситься отдельные частицы. Эту скорость называют скоростью свободного витания частиц $w_{с.в}$, либо второй критической скоростью.

На графике зависимости перепада давления в слое Δp от скорости газа w , рассчитанной на полное сечение аппарата (рис. 7.1), началу псевдооживления $w_{п.с}$ соответствует точка перегиба A , после которой Δp остается постоянной величиной до значения, которое соответствует скорости свободного витания частиц $w_{с.в}$ – точке B .

Во время перехода в псевдооживленное состояние перепад давления Δp в слое равен весу частиц в нем G_c , Н, который приходится на единицу площади сечения аппарата S , м²:

$$\Delta p = \frac{G_c}{S} = \frac{mg}{S}, \quad (7.1)$$

где m – масса частиц в слое, кг.

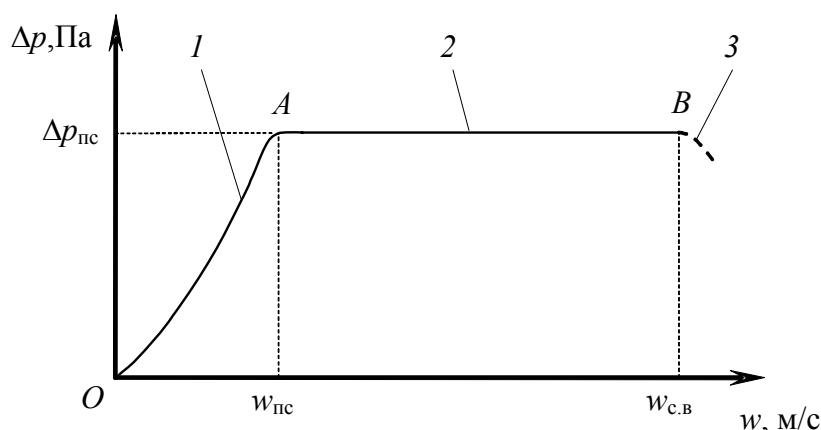


Рис. 7.1. Зависимость перепада давления в слое от скорости газа (идеальная кривая):
1 – неподвижный слой; 2 – псевдооживленный слой;
3 – унос частиц

Формула (7.1) справедлива для скоростей в диапазоне от $w_{пс}$ до $w_{с.в.}$.

При определении относительного увеличения высоты слоя его важной характеристикой является порозность ε , которая представляет собой долю объема, занятого оживающим агентом (доля пустот между частицами):

$$\varepsilon = \frac{V_c - V_{ч}}{V_c} = 1 - \frac{V_{ч}}{V_c}, \quad (7.2)$$

где V_c – общий объем слоя, m^3 ; $V_{ч}$ – объем твердых частиц, m^3 . Порозность для неподвижного слоя сферических частиц $\varepsilon_0 \cong 0,4$. Для псевдооживленного слоя порозность изменяется в пределах от 0,4 до 1.

Верхняя граница псевдооживленного состояния ($\varepsilon \cong 1$) соответствует скорости свободного витания отдельных частиц.

В инженерной практике важно установить границы существования псевдооживленного слоя, т. е. $w_{пс}$ и $w_{с.в.}$, чтобы рассчитать рабочую скорость воздуха w_p , при которой работает аппарат. Для частиц сферической или сходной с ней формы скорость начала псевдооживления $w_{пс}$ рассчитывают из выражений для критического критерия Рейнольдса, который, в свою очередь, определяют по формуле Тодеса:

$$\text{Re}_{\text{nc}} = \frac{\text{Ar}}{1400 + 5,22\sqrt{\text{Ar}}}, \quad (7.3)$$

где

$$\text{Ar} = \frac{d_{\text{ч}}^3 \rho_{\text{г}} (\rho_{\text{ч}} - \rho_{\text{г}}) g}{\mu^2} - \text{критерий Архимеда}; \quad (7.4)$$

$$\text{Re}_{\text{nc}} = \frac{w_{\text{nc}} d_{\text{ч}} \rho_{\text{г}}}{\mu} - \text{критический критерий Рейнольдса}, \quad (7.5)$$

$d_{\text{ч}}$ – диаметр частиц, м; $\rho_{\text{г}}$, $\rho_{\text{ч}}$ – плотность газа, частицы, кг/м³, μ – вязкость газа, Па · с.

Скорость свободного витания частиц $w_{\text{с.в}}$ можно рассчитывать так же, как и скорость осаждения, например, по соответствующей формуле Тодеса:

$$\text{Re}_{\text{с.в}} = \frac{\text{Ar}}{18 + 0,61\sqrt{\text{Ar}}}. \quad (7.6)$$

При увеличении скорости воздуха от w_{nc} до $w_{\text{с.в}}$ увеличивается высота h и порозность ε псевдооживленного слоя. Для расчета ε можно использовать уравнение

$$\varepsilon = \left(\frac{18 \text{Re} + 0,36 \text{Re}^2}{\text{Ar}} \right)^{0,21}. \quad (7.7)$$

Обозначив через h_0 и ε_0 соответственно высоту и порозность слоя в неподвижном состоянии, высоту псевдооживленного слоя для аппарата постоянного поперечного сечения можно определить по формуле

$$h = h_0 \frac{1 - \varepsilon_0}{1 - \varepsilon}. \quad (7.8)$$

Отношение рабочей скорости газа $w_{\text{р}}$ к первой критической скорости w_{nc} называют числом псевдооживления:

$$K_w = \frac{w_{\text{р}}}{w_{\text{nc}}}. \quad (7.9)$$

В большинстве случаев K_w лежит в пределах от 1,5 до 3,0.

2. Описание установки

Схема установки представлена на рис. 7.2. Она включает две прозрачные колонки 1, 2 диаметром 49 мм.

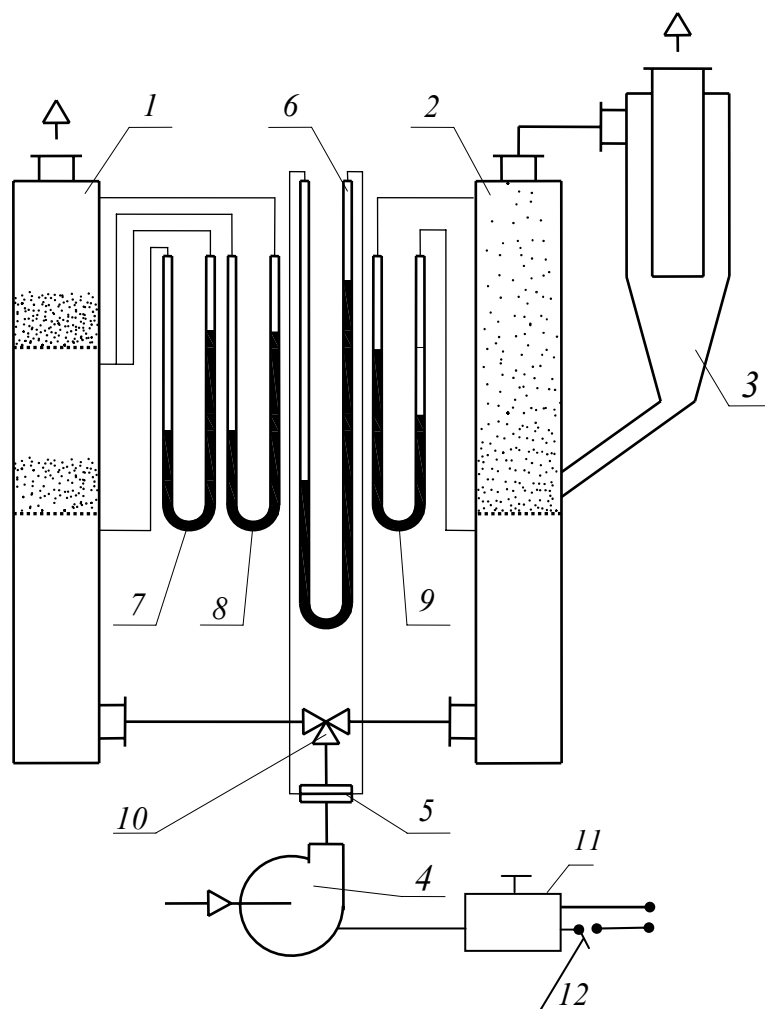


Рис. 7.2. Схема установки для изучения псевдооживленного слоя:

1, 2 – колонки; 3 – циклон; 4 – вентилятор;
 5 – измерительная диафрагма; 6–9 – дифманометры;
 10 – кран; 11 – ЛАТР; 12 – выключатель

В левой колонке закреплены две, а в правой – одна опорные решетки, представляющие собой металлические сетки. На всех сетках насыпан зернистый материал различного размера и плотности частиц (данные о материале см. на стенде). Для улавливания частиц из колонки 2 в начале уноса частиц установлен циклон 3.

Установка оборудована вентилятором 4, измерительной диафрагмой 5 с дифманометром 6 для определения расхода воздуха в колонках. С помощью дифманометров 7 и 8 измеряют перепады давления в нижнем и верхнем слое левой колонки соответственно, дифманометром 9 – перепад давления в слое правой колонки. Переключение воздуха на колонки осуществляют с помощью крана 10,

а регулирование расхода воздуха – с помощью ЛАТРа (лабораторный автотрансформатор) 11.

3. Последовательность выполнения работы

Левая колонка

1) Повернуть головку крана 10 и установить стрелку на ней в сторону левой колонки 1.

2) Подать напряжение на ЛАТР 11 с помощью выключателя 12.

3) Поворачивая ручку ЛАТРа по часовой стрелке, установить 2–3 мм вод. ст. на дифманометре 6.

4) Показания дифманометров 6, 7 и 8 записать в табл. 7.1.

Таблица 7.1

Опытные и расчетные величины

Показания дифманометра 6, мм вод. ст.	Расход воздуха V , м ³ /с	Скорость воздуха в колонне w , м/с	Показания манометров Δp_m , мм вод. ст.		Гидравлическое сопротивление слоя Δp , Па	
			7	8	нижний слой	верхний слой
1	2	3	4	5	6	7

Окончание табл. 7.1

Скорость начала псевдооживления опытная $w_{пс}$, м/с		Скорость начала псевдооживления расчетная $w_{пс}^p$, м/с		Относительное отклонение Δ , %	
нижний слой	верхний слой	нижний слой	верхний слой	нижний слой	верхний слой
8	9	10	11	12	13

5) Снова увеличить показания дифманометра 6 на 2–3 мм вод. ст. и записать показания.

6) Чтобы получить точную графическую зависимость (рис. 7.1), необходимо изменять расход воздуха через 2–3 мм вод. ст. до тех пор, пока на обоих дифманометрах 7 и 8 не установятся постоянные значения. Затем перепад давлений на манометре 6 можно изменять через 10 мм вод. ст.

7) Когда отдельные частицы нижнего слоя начнут достигать решетки верхнего слоя – исследования прекратить. Для этого ручку

ЛАТРа плавно повернуть до упора против часовой стрелки. Все результаты опыта занести в табл. 7.1.

Правая колонка

1) Повернуть головку крана 10 и установить стрелку на ней в сторону правой колонки 2.

2) Подать напряжение на ЛАТР 11 с помощью выключателя 12.

3) Плавно поворачивая ручку ЛАТРа по часовой стрелке медленно увеличивать расход воздуха и наблюдать за поведением слоя зернистого материала.

4) Когда отдельные частицы слоя начнут транспортироваться в циклон 3, увеличение расхода прекратить, снять показания с дифманометра 6 и записать в табл. 7.2.

Таблица 7.2

Опытные и расчетные величины

Показания дифманометра 6, мм вод. ст.				Расход воздуха $V_{с.в.}$, м ³ /с	Критическая скорость воздуха опытная $w_{с.в.}$, м/с	Критическая скорость воздуха расчетная $w_{с.в.}^p$, м/с	Относительное отклонение Δ , %
1	2	3	среднеарифметическое				

5) Поворачивая плавно ручку ЛАТРа против часовой стрелки, снизить расход воздуха так, чтобы транспортировка частиц в циклон прекратилась, а затем снова добиться транспортировки отдельных частиц в циклон.

6) Снова записать показания дифманометра 6.

7) Выполнить такие измерения три раза.

8) Ручку ЛАТРа повернуть против часовой стрелки до упора.

9) Снять напряжение с ЛАТРа выключателем 12.

4. Последовательность расчетов

Левая колонка

1. По тарировочному графику диафрагмы (см. на установке) определить расход воздуха для всех показаний дифманометра 6.

2. Рассчитать скорости воздуха в колонке

$$w = \frac{V}{f},$$

где $f = \frac{\pi D^2}{4}$, D – диаметр колонки, м.

3. По показаниям манометров 7 и 8 определить гидравлические сопротивления в паскалях нижнего (манометра 7) и верхнего (манометра 8) слоев:

$$\Delta p = \Delta p_m \cdot 9,81.$$

4. Построить для нижнего и верхнего слоев графические зависимости гидравлического сопротивления Δp , Па, от скорости газа w , м/с ($\Delta p = f(w)$).

5. С помощью графиков определить значения скорости начала псевдооживления $w_{пс}$ для верхнего и нижнего слоя (см. рис. 7.1).

6. Рассчитать по формуле (7.4) критерий Архимеда Ar , принимая ориентировочно $\rho_r = 1,2 \text{ кг/м}^3$ и $\mu = 0,018 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$; $\rho_{ч}$ и $d_{ч}$ приведены на установке.

7. По формуле (7.3) рассчитать значение критерия Рейнольдса $Re_{пс}$, соответствующее началу псевдооживления.

8. Рассчитать скорость начала псевдооживления $w_{пс}^p$, используя формулу (7.5):

$$w_{пс}^p = \frac{Re_{пс} \mu}{d_{ч} \rho_{ч}}.$$

9. Определить относительное отклонение

$$\Delta = \frac{|w_{пс} - w_{пс}^p|}{w_{пс\min}} 100\%,$$

где $w_{пс\min}$ – минимальное значение скорости начала псевдооживления между $w_{пс}$ и $w_{пс}^p$.

Правая колонка

1. По среднеарифметическому значению показаний дифманометра 6 с помощью тарировочного графика диафрагмы (см. на установке) определить расход воздуха, при котором начинается унос частиц из слоя $V_{с.в.}$.

2. Рассчитать опытную скорость начала свободного витания частиц $w_{с.в.}$:

$$w_{с.в.} = \frac{V_{с.в.}}{f},$$

где $f = \frac{\pi D^2}{4}$, D – диаметр правой колонки, м.

3. Рассчитать по формуле (7.4) критерий Архимеда Ar , принимая ориентировочно $\rho_r = 1,2 \text{ кг/м}^3$ и $\mu = 0,018 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$; $\rho_{ч}$ и $d_{ч}$ приведены на установке.

4. По формуле (7.6) рассчитать критерий Рейнольдса $Re_{с.в.}$, который соответствует началу свободного витания.

Таблица 7.2

Опытные и расчетные величины

Показания дифманометра б, мм вод. ст.				Расход воздуха $V_{с.в.}$, м ³ /с	Скорость свободного витания воздуха опытная $w_{с.в.}$, м/с	Скорость свободного витания воздуха расчетная $w_{с.в.}^p$, м/с	Относительное отклонение Δ , %
1	2	3	среднеарифметическое				

5. Рассчитать скорость свободного витания $w_{с.в.}^p$ на основании формулы (7.5):

$$w_{с.в.}^p = \frac{Re_{с.в.} \mu}{d_{ч} \rho_{ч}}$$

6. Вычислить относительное отклонение

$$\Delta = \frac{|w_{с.в.}^p - w_{с.в.}|}{w_{с.в. \min}} 100\%$$

где $w_{с.в. \min}$ – минимальное значение скорости свободного витания из $w_{с.в.}^p$ и $w_{с.в.}$.

5. Содержание отчета

Отчет о работе должен содержать: цель и описание работы; основные расчетные формулы; схему установки; таблицу измеренных и рассчитанных величин; пример расчета всех величин в таблице; графики зависимости $\Delta p = f(w)$ (для левой колонки); выводы.

Вопросы для подготовки и самоконтроля

1. Псевдооживленный зернистый слой и область его применения.
2. Условия перехода зернистого слоя из неподвижного состояния в состояние псевдооживления.
3. Как определить скорость начала псевдооживления.
4. Как определить скорость сводного витания.
5. Порожность зернистого слоя и ее определение.

6. Какой вид имеет зависимость гидравлического сопротивления зернистого слоя от скорости газа?
7. Расчет гидравлического сопротивления.
8. Число псевдооживления.

Работа № 8 ФИЛЬТРОВАНИЕ СУСПЕНЗИЙ

Цель работы: определить константы в уравнении фильтрации и производительность лабораторного фильтра.

1. Основные определения и теория процесса

Процесс разделения суспензий и газовзвеси пористыми перегородками, способными пропускать жидкость или газ и задерживать частицы твердой фазы, называют фильтрацией. Аппараты, в которых проводят процесс фильтрации, называют фильтрами. Фильтр, используемый для фильтрации суспензий, представляет собой вертикальную емкость, в которой установлена горизонтальная фильтровальная перегородка. На перегородку подают суспензию и над ее поверхностью создают избыточное давление или под перегородкой – вакуум. Под действием разности давления жидкость проходит через поры перегородки и в виде фильтрата отводится из фильтра. На поверхности перегородки твердые частицы образуют слой осадка, высота которого в процессе фильтрации увеличивается. Интенсивность этого процесса и производительность фильтров зависят от скорости фильтрации, т. е. от количества фильтрата, прошедшего через 1 м² поверхности фильтровальной перегородки за единицу времени. Скорость фильтрации w , м³/(м²·с), для несжимаемых осадков определяется по уравнению

$$w = \frac{dV}{Fd\tau} = \frac{\Delta p}{\left[\mu(R_{oc} + R_{ф.п}) \right]}, \quad (8.1)$$

где V – объем фильтрата, м³; F – площадь поверхности фильтрации, м²; τ – время фильтрации, с; Δp – перепад давления, Н/м²; μ – вязкость фильтрата, Па·с; R_{oc} и $R_{ф.п}$ – сопротивление слоя осадка и фильтровальной перегородки соответственно, м⁻¹.

Следует отметить, что во время фильтрования изменяется сопротивление слоя осадка. Если считать, что структура осадка однородная, то сопротивление слоя осадка можно выразить следующей зависимостью [2]:

$$R_{oc} = r_0 \left(\frac{Vx}{F} \right), \quad (8.2)$$

где r_0 – удельное сопротивление осадка, m^{-2} ; x – относительная объемная доля твердой фазы в суспензии, равная отношению объема твердой фазы к объему водной фазы в суспензии.

Удельное сопротивление осадка зависит от его структуры, формы и размера частиц и определяется экспериментально. Для несжимаемых осадков удельное сопротивление не изменяется. Сопротивление фильтровальной перегородки $R_{ф.п}$ принимается неизменным (постоянным). Подставив значение R_{oc} в уравнение (8.1), получим уравнение в дифференциальной форме:

$$\frac{dV}{Fd\tau} = \frac{\Delta p}{\left[\mu \left(r_0 x \frac{V}{F} + R_{ф.п} \right) \right]}. \quad (8.3)$$

При фильтровании с образованием осадка возможны различные режимы, например: а) при постоянной разности давлений; б) при постоянной скорости фильтрования.

Режиму фильтрования, при котором $\Delta p = \text{const}$, отдается предпочтение. При интегрировании в пределах от 0 до V и от 0 до τ и соответствующих преобразованиях уравнение (8.3) принимает вид

$$V^2 + 2 \frac{R_{ф.п.} F}{r_0 x} V = 2 \frac{\Delta p F^2}{\mu r_0 x} \tau. \quad (8.4)$$

Разделив правую и левую части уравнения (8.4) на F^2 :

$$\left(\frac{V}{F} \right)^2 + \frac{2R_{ф.п.}V}{r_0 x F} = \frac{2\Delta p}{\mu r_0 x} \tau, \quad (8.5)$$

и введя обозначения:

$$\frac{V}{F} = V_F, \quad \frac{2R_{ф.п.}}{r_0 x} = C, \quad \frac{2\Delta p}{\mu r_0 x} = K, \quad (8.6)$$

получим уравнение фильтрования при $\Delta p = \text{const}$:

$$V_F^2 + CV_F = K\tau, \quad (8.7)$$

где V_F – удельная производительность фильтра, $\text{м}^3/\text{м}^2$; C – константа фильтрования, характеризующая сопротивление фильтровальной перегородки, $\text{м}^3/\text{м}^2$; K – константа фильтрования, характеризующая сопротивление осадка, $\text{м}^2/\text{с}$.

Значения констант C и K рассчитываются по соотношениям (8.6) или на основании обработки экспериментальных данных. Для этого в лабораторных условиях проводят для данных суспензии и перегородки не менее двух опытов и получают значения V_F за соответствующие промежутки времени τ , которые подставляют в уравнение (8.7) и определяют константы C и K . По опытным данным константы можно определить графическим способом. Для этого уравнение (8.7) нужно привести к виду

$$\frac{\tau}{V_F} = \left(\frac{1}{K} \right) V_F + \frac{C}{K}. \quad (8.8)$$

Полученное выражение в координатах $\tau/V_F - V_F$ является уравнением прямой линии. Она наклонена к горизонту под углом α , тангенс которого равен $\frac{1}{K}$, и отсекает на оси ординат отрезок $\frac{C}{K}$ (рис. 8.1), а на оси абсцисс – отрезок, равный константе C .

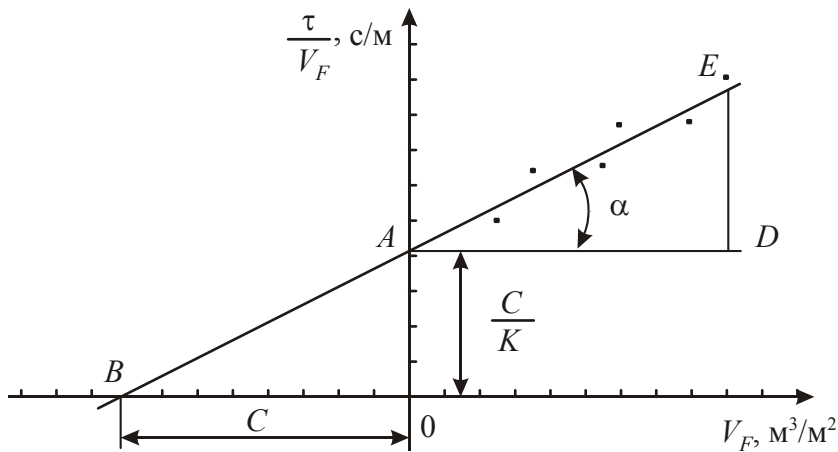


Рис. 8.1. Определение констант фильтрования

Найденные в лаборатории значения C и K позволяют рассчитать по зависимости (8.7) значение V_F для промышленного фильтра, а затем его производительность V_ϕ :

$$V_\phi = \left(\frac{V_F}{C} \right) F. \quad (8.9)$$

2. Описание установок

В данной работе приведены описания двух лабораторных установок.

2.1. Описание установки, работающей под избыточным давлением

На рис. 8.2 показана схема лабораторной установки. Она состоит из нутч-фильтра *1* периодического действия. Диаметр фильтра $D = 0,14$ м. Площадь поверхности фильтрования $F = 0,0154$ м². Избыточное давление над фильтровальной перегородкой *2* создает компрессор *3*.

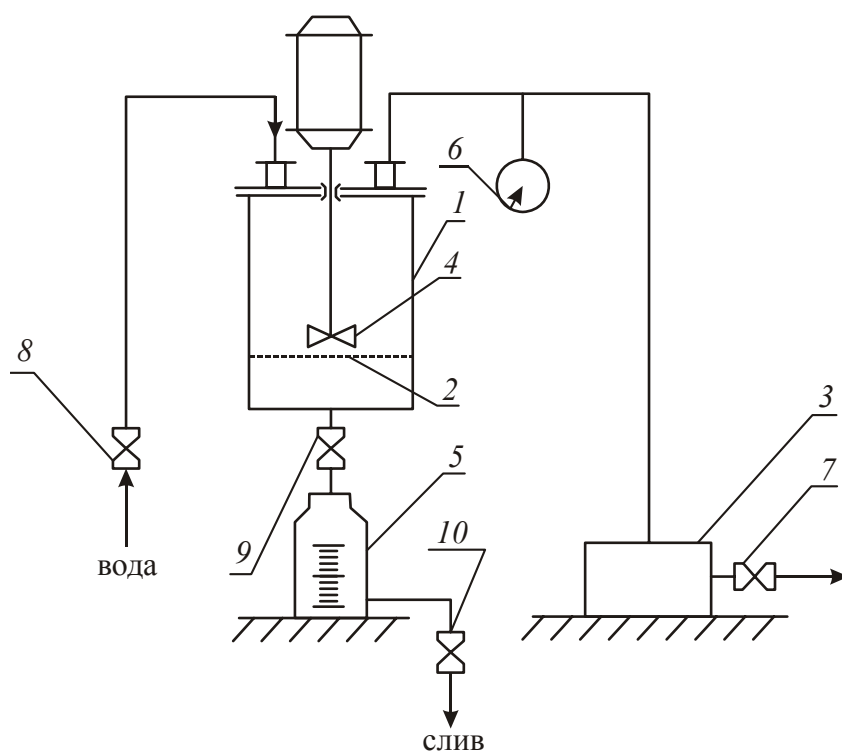


Рис. 8.2. Схема установки, работающей под избыточным давлением:

- 1* – нутч-фильтр; *2* – фильтровальная перегородка;
3 – компрессор; *4* – мешалка; *5* – мерник;
6 – манометр; *7* – дроссель; *8* – вентиль; *9, 10* – краны

Суспензия, которую нужно фильтровать, готовится непосредственно в нутч-фильтре *1* с помощью мешалки *4*. Фильтрат поступает в мерник *5*. Перепад давления определяется по манометру *6*. Величина давления регулируется дросселем *7*.

2.2. Описание установки, работающей под вакуумом

На рис. 8.3 показана схема вакуумной лабораторной установки. Установка состоит из верхней 1 и нижней (мерной) 2 частей фильтра, между которыми располагается фильтровальная перегородка 3.

Фильтрация проводится под вакуумом, который образуется вакуум-насосом 4. Диаметр фильтра $D = 0,2$ м.

Суспензия готовится в верхней части 1 фильтра. Для этого открывается вентиль 6 и вода заполняет верхнюю часть фильтра. Затем в ней образуется вакуум (разряжение). Воздух проходит снизу через фильтровальную перегородку и слой осадка, барботирует через воду и, таким образом, образует суспензию. Одновременно осуществляется регенерация фильтровальной перегородки.

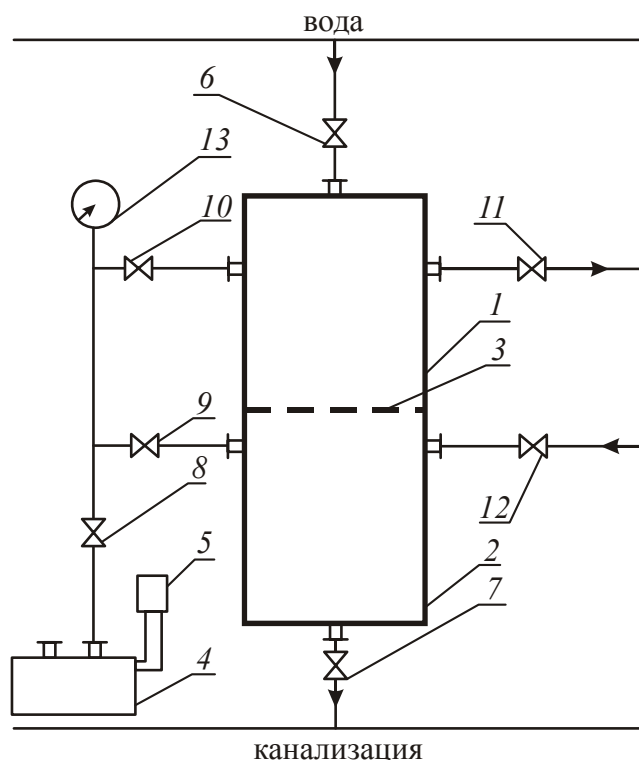


Рис. 8.3. Схема вакуумной лабораторной установки:
 1 – верхняя часть фильтра; 2 – нижняя (мерная) часть фильтра;
 3 – фильтровальная перегородка; 4 – вакуум-насос;
 5 – выключатель; 6 – вентиль; 7–12 – краны; 13 – вакуумметр

Фильтрация проводится тогда, когда в нижней части образуется вакуум. Фильтрат проходит через фильтровальную перегородку и собирается в нижней части фильтра.

Перепад давления определяется по вакуумметру *13* и регулируется краном *11* для верхней части и краном *12* – для нижней части фильтра.

3. Последовательность выполнения работ

3.1. Последовательность выполнения работы с фильтром, который работает под избыточным давлением

1. Слить остатки воды из мерника с помощью крана *10*, а затем закрыть его.

2. Нутч-фильтр с мешалкой наполнить водой при помощи вентиля *8* в количестве $1,5 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3$ (до метки).

3. Включить мешалку. Осадок взбалтывается и поднимается с фильтровальной перегородки. Примерно через 1–2 мин, после получения однородной суспензии, мешалку выключить.

4. Включить компрессор и с помощью дросселя установить заданное давление. Испытания проводить под избыточным давлением $p_{\text{изб}} = 2 \cdot 10^4 - 4 \cdot 10^4 \text{ Н/м}^2$ (0,2–0,4 ат).

5. Открыть кран *9*, который установлен между нутч-фильтром и мерником, и включить секундомер.

6. При заполнении мерника фильтратом записывать его количество и время от начала опыта через каждое деление на мернике.

7. Исследование закончить, когда поступление фильтрата в мерник прекратится. Результаты замеров занести в таблицу.

3.2. Последовательность выполнения работы с фильтром, который работает под вакуумом

1. Слить остатки воды из нижней части *2* с помощью крана *7*, а затем закрыть его.

2. Открыть краны *10*, *12* и закрыть – *9*, *11*.

3. Наполнить верхнюю часть *1* водой в количестве $2 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3$ с помощью вентиля *6*.

4. Включить вакуум-насос *4* и установить краном *11* вакуум в верхней части *1* (около 0,5 ат по вакуумметру *13*).

5. Перемешивать суспензию 2 мин.

6. Открыть краны *9*, *11* и закрыть – *10*, *12*.

7. Установить краном *12* вакуум в нижней части *2* (около 0,5 ат по вакуумметру) и включить секундомер. По мере заполнения

нижней части фильтратом записывать его количество и время заполнения от начала опыта.

8. Если поступление фильтрата закончится, выключить вакуум-насос, открыть краны 12 и 7.

Результаты замеров занести в таблицу.

4. Проведение расчетов и анализ результатов

1. Используя полученные объемы фильтрата V для каждого промежутка времени τ , рассчитать значения удельной производительности фильтра V_F и τ/V_F , а потом по опытным точкам в координатах $\tau/V_F - V_F$ построить прямую линию. В случае большого разброса точек провести усредненную прямую AE (рис. 8.1), с помощью которой найти константы фильтрации K из выражения $\operatorname{tg}\alpha = 1/K$ и C – по величине отрезка OA или OB .

2. На основании найденных значений K и C рассчитать удельную производительность V'_F по формуле (8.7) для последнего замера. Полученные значения занести в таблицу.

Измеренные и рассчитанные величины

Номер замера	Время замера от начала опыта, τ , с	Объем фильтрата V , м ³	Удельная производительность V_F , м ³ /м ² , опытная	τ/V_F , с/м	Константы фильтрации		Удельная производительность расчетная V'_F , м ³ /м ²	Относительное отклонение Δ , %	Производительность фильтра, V_ϕ , м ³ /с
					K , м ² /с	C , м ³ /м ²			

3. Определить относительное отклонение

$$\Delta = \frac{|V_F - V'_F|}{V_{F_{\min}}} 100\%,$$

где $V_{F_{\min}}$ – минимальное значение между V_F и V'_F .

4. Рассчитать производительность фильтра

$$V_\phi = \left(\frac{V'_F}{\tau} \right) F,$$

где τ – время последнего замера, с.

5. Содержание отчета

Отчет о работе должен содержать: цель и описание работы; схему установки и ее описание; таблицу измеренных и рассчитанных величин; график для определения констант фильтрования (значения констант должны быть определены и записаны в соответствующих размерностях); примеры расчета всех найденных величин; выводы.

Вопросы для подготовки и самоконтроля

1. Движущая сила процесса фильтрования.
2. Скорость фильтрования.
3. Уравнение фильтрования.
4. Как определяются константы фильтрования?
5. Расчет фильтров.
6. Интенсификация работы фильтра.
7. Устройство и принцип действия нутч-фильтра.

Работа № 9 ПЕРЕМЕШИВАНИЕ В ЖИДКОЙ СРЕДЕ

Цель работы: опытным и расчетным путем определить мощность, затрачиваемую на перемешивание.

1. Основные определения и теория процесса

Технологическое перемешивание в жидких средах можно проводить: 1) в трубопроводе; 2) аппаратах с циркуляцией, которая осуществляется насосом; 3) аппаратах, где через жидкость пропускается сжатый воздух (газ); 4) аппаратах с механическими мешалками.

Наиболее важными параметрами перемешивающих устройств, которые используют для их сравнительной оценки, являются: 1) эффективность перемешивающих устройств; 2) интенсивность их действия.

Эффективность перемешивающего устройства характеризует качество проведения процесса перемешивания и может быть выражена по-разному в зависимости от цели перемешивания. При ин-

тенсификации тепловых, массообменных и химических процессов эффективность перемешивания характеризуется соотношением коэффициентов скорости процессов при перемешивании и без него.

При получении суспензий и эмульсий эффективность перемешивания характеризуется равномерностью распределения фаз в суспензии или эмульсии. Эффективность перемешивания зависит не только от конструкции перемешивающего устройства и аппарата, но и от величины энергии, которая вводится в перемешиваемую жидкость.

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

Для экономичного проведения процесса перемешивания очень важно, чтобы он проводился в таких условиях, при которых результат перемешивания достигался бы за наиболее короткое время. При оценке расхода энергии необходимо учитывать общий расход энергии за время, необходимое для получения требуемого результата перемешивания.

На практике наибольшее распространение получили аппараты с механическими мешалками. Механические перемешивающие устройства включают три основные части: мешалку, которая является рабочим элементом устройства; вертикальный, горизонтальный или наклонный вал, на котором закреплена мешалка; привод, с помощью которого вал приводится в движение за счет механической энергии.

Мешалки можно классифицировать по конструктивной форме или по типу созданного ими потока жидкости. В зависимости от конструктивной формы различают лопастные, пропеллерные, турбинные (рис. 9.1) и специальные мешалки.

По числу оборотов их можно разделить на тихоходные и быстроходные.

К тихоходным мешалкам относят некоторые лопастные мешалки, к быстроходным – турбинные и пропеллерные.

В зависимости от того, какой поток образуют мешалки в сосуде, их можно разделить на мешалки, которые образуют тангенциальные, радиальные, осевые и смешанные потоки.

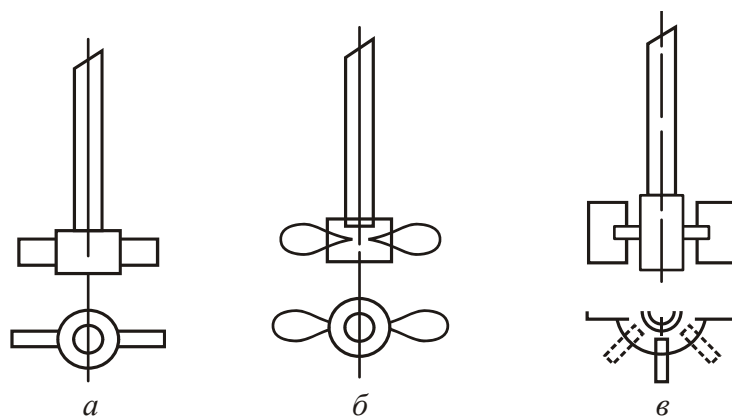


Рис. 9.1. Основные типы мешалок:
a – лопастная; *б* – пропеллерная; *в* – турбинная

Для расчета мощности, которую потребляет мешалка, необходимо по аналогии с расчетом мощности насоса знать перепад давления в аппарате с мешалкой и количество жидкости, которая протекает через нее. Если бы напор и расход, которые образует мешалка, можно было определить непосредственно на основании простых измерений или рассчитать, то эту аналогию было бы легко использовать. Однако в действительности определение напора и расхода связано с большими трудностями, поэтому нужно вывести другие расчетные зависимости.

В связи с этим для описания рассматриваемого явления используют теорию подобия.

Основное критериальное уравнение для потока перемешиваемой жидкости было получено преобразованием системы дифференциальных уравнений Навье – Стокса, которые определяют условия движения реальной вязкой жидкости. В общем виде основное критериальное уравнение движения жидкости имеет вид

$$Eu = f(No, Fr, Re). \quad (9.1)$$

В большинстве случаев перемешивание выполняется при установившемся режиме, поэтому критерий гомохронности No выпадает и уравнение (9.1) упрощается

$$Eu = f(Fr, Re). \quad (9.2)$$

Расчетная форма этого уравнения должна быть определена на основании эксперимента.

Опытным путем установлено, что влияние силы тяжести на движение жидкости в условиях работы механических мешалок можно не учитывать.

В этом случае из уравнения (9.2) выпадает критерий Фруда:

$$Eu = f(Re). \quad (9.3)$$

При перемешивании вращающимися механическими мешалками скорость в выражении критерия Рейнольдса определяется как окружная скорость мешалки $w = \pi n d_m$, где n – частота вращения мешалки, с^{-1} ; d_m – диаметр мешалки, м. За определяющий линейный размер обычно берется диаметр мешалки d_m . Соответственно общим положениям теории подобия, константу π не учитывают и для расчета принимают модифицированный критерий Рейнольдса:

$$Re_m = \frac{\rho n d_m^2}{\mu}, \quad (9.4)$$

где ρ – плотность среды или смеси, кг/м^3 ; μ – коэффициент динамической вязкости среды или смеси, $\text{Па} \cdot \text{с}$.

Критерий Эйлера, который определяет энергетическое состояние системы, является важным при нахождении мощности. Однако обычное выражение для критерия Эйлера

$$Eu = \frac{\Delta p}{\rho w^2}, \quad (9.5)$$

который включает перепад давления, имеет тот недостаток, что измерить давление перед мешалкой и за ней практически невозможно, поэтому в критерии Эйлера заменяют перепад давления на мощность, поскольку мощность N , которую потребляет мешалка, можно легко определить.

В результате получают модифицированный критерий Эйлера

$$Eu_m = \frac{N}{\rho n^3 d_m^5}. \quad (9.6)$$

Основная функциональная зависимость между критериями (9.3) при подстановке соответствующих величин (9.4) и (9.6) может быть записана как

$$\frac{N}{\rho n^3 d_m^5} = f \frac{\rho n d_m^2}{\mu} \quad (9.7)$$

или в виде степенной зависимости

$$Eu_m = C Re_m^n, \quad (9.8)$$

где C , n – опытные константы.

В литературе по курсу ПиАХТ чаще всего модифицированный критерий Эйлера называют коэффициентом мощности и обозначают K_N , а уравнение (9.8) дают в виде

$$K_N = C Re_M^m. \quad (9.9)$$

Показатель степени и коэффициент в уравнении (9.9) для отдельных типов мешалок определяют экспериментально на моделях. По опытным данным часто строят в логарифмических координатах зависимость коэффициента мощности от критерия Рейнольдса. Эта зависимость для некоторых типов мешалок приведена на рис. 3 приложения.

2. Описание установки

Установка (рис. 9.2) состоит из прозрачной емкости 1, обеспеченной тепловой рубашкой 2 и крышкой 3.

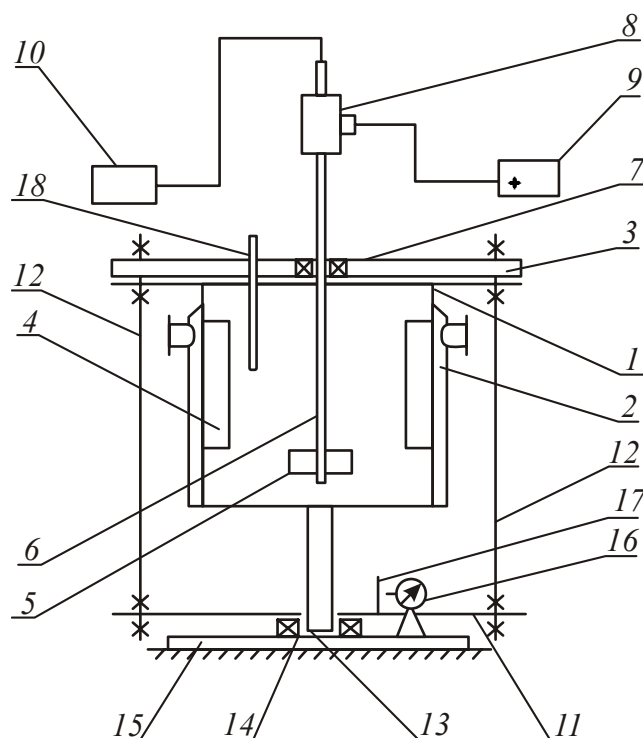


Рис. 9.2. Схема установки:

- 1 – емкость; 2 – тепловая рубашка;
 3 – крышка емкости; 4 – вертикальные
 перегородки; 5 – мешалка; 6 – вал; 7 – подшипник вала;
 8 – электродвигатель; 9 – блок питания; 10 – тахометр;
 11 – опорный диск; 12 – стойки; 13 – ось опоры;
 14 – подшипник оси; 15 – станина; 16 – динамометр;
 17 – упор; 18 – термометр

Внутри емкости расположены вертикальные перегородки 4 и лопастная мешалка 5, которая закреплена на валу 6. Вал расположен в подшипнике 7 и приводится во вращение электродвигателем 8. Скорость вращения мешалки регулируют с помощью блока питания 9 и измеряют тахометром 10.

Емкость закреплена на опорном диске 11 с помощью стоек 12. Опорный диск снизу имеет ось 13, которая расположена в подшипнике 14, неподвижно закрепленном в станине 15.

Для измерения мощности на станине установлен динамометр 16, а на опорном диске – упор 17.

При вращении мешалки приводится во вращение жидкость (вода) в емкости. За счет силы трения между жидкостью и стенкой емкости последняя поворачивается вместе с рамой. При этом упор 17 нажимает на динамометр 16, отклонение стрелки которого зависит от силы давления упора. Показания динамометра зависят от типа мешалки, ее частоты вращения и температуры жидкости. Температура жидкости измеряется с помощью термометра 18, который установлен в крышке емкости.

3. Последовательность выполнения работы

Перед тем как включить блок питания 9, необходимо проверить, чтобы ручка «Режим работы» стояла в положении I, затем вывести ручку «Регулировка напряжения» против часовой стрелки до упора. Включить блок питания 9 (при этом загорится контрольная лампа).

Медленным поворотом ручки «Регулировка напряжения» в направлении часовой стрелки вывести установку на режим, который задал преподаватель. Определить показания динамометра K , мм, тахометра n , 1/с, и термометра t , °С. Выключить блок питания 9.

4. Проведение расчетов и анализ результатов

Полученные экспериментальные данные обработать в соответствии с таблицей.

Опытную мощность $N_{оп}$ определить с помощью тарировочного графика, который приведен на стенде установки.

Для этого, исходя из показателей динамометра K , определить по тарировочному графику вращающий момент $M_{вр}$, а затем по формуле

$$N_{\text{оп}} = M_{\text{вр}} 2\pi n$$

рассчитать опытную мощность $N_{\text{оп}}$, Вт.

Для получения расчетной мощности $N_{\text{р}}$ необходимо определить при данной температуре жидкости критерий $Re_{\text{м}}$ по выражению (9.4).

По полученному значению $Re_{\text{м}}$ с помощью графической зависимости (рис. 3 приложения) определить значение $Eu_{\text{м}}(K_N)$, а затем рассчитать

$$N_{\text{р}} = \frac{Eu_{\text{м}}}{\rho n^3 d_{\text{м}}^3}.$$

Определить относительное отклонение опытной и расчетной величин:

$$\Delta = \frac{|N_{\text{оп}} - N_{\text{р}}|}{N_{\text{мин}}} 100\%,$$

где $N_{\text{мин}}$ – минимальная величина мощности между $N_{\text{оп}}$ и $N_{\text{р}}$.

Полученные величины занести в таблицу.

Измеренные и рассчитанные величины

№ опыта	$n, \text{с}^{-1}$	$t, \text{°C}$	$K, \text{мм}$	$N_{\text{оп}}, \text{Вт}$	$Re_{\text{м}}$	$Eu_{\text{м}}$	$N_{\text{р}}, \text{Вт}$	$\Delta, \%$

5. Содержание отчета

Отчет о работе должен включать: цель и описание работы; схему лабораторной установки и ее описание; таблицу опытных и рассчитанных величин; пример расчета мощности, критерия $Re_{\text{м}}$; относительное отклонение Δ опытных и расчетных величин; вывод.

Вопросы для подготовки и самоконтроля

1. Способы перемешивания жидкостей.
2. Основные характеристики перемешивающих устройств.
3. Типы мешалок и их принцип работы.
4. Как определить режим работы мешалки?
5. Как рассчитать мощность, которую потребляет мешалка?
6. Для чего в емкости с мешалкой размещают вертикальные перегородки?
7. Как подобрать мешалку?

Работа № 10 РАЗДЕЛЕНИЕ СУСПЕНЗИЙ В ОТСТОЙНОЙ ЦЕНТРИФУГЕ

Цель работы: ознакомиться с работой отстойной центрифуги; определить время осаждения частиц, крупность разделения, скорость осаждения и индекс производительности.

1. Основные определения и теория процесса

Центрифугирование – процесс разделения суспензий и эмульсий под действием центробежной силы. Машины, в которых осуществляется центрифугирование, называют центрифугами. По принципу действия центрифуги делятся на фильтрующие, отстойные и комбинированные.

Отстойная центрифуга периодического действия состоит из цилиндрического ротора 1, который вращается с большой скоростью на валу 2 с помощью электродвигателя 3 (рис. 10.1).

Ротор радиусом R имеет крышку 4 с отверстием радиусом R_0 и помещается в неподвижном кожухе 5, который закрыт крышкой 6. Труба 7 для подачи суспензии в ротор закрепляется в крышке 6.

В процессе разделения суспензия, которая поступает в ротор по трубе, образует под действием центробежной силы на внутренней поверхности ротора кольцевой слой толщиной $h = R - R_0$. Жидкость, обладающая меньшей плотностью, постепенно вытесняется осадком в направлении оси ротора и в виде фугата (осветленной жидкости), переливается через край крышки ротора, отбрасывается на внутреннюю по-

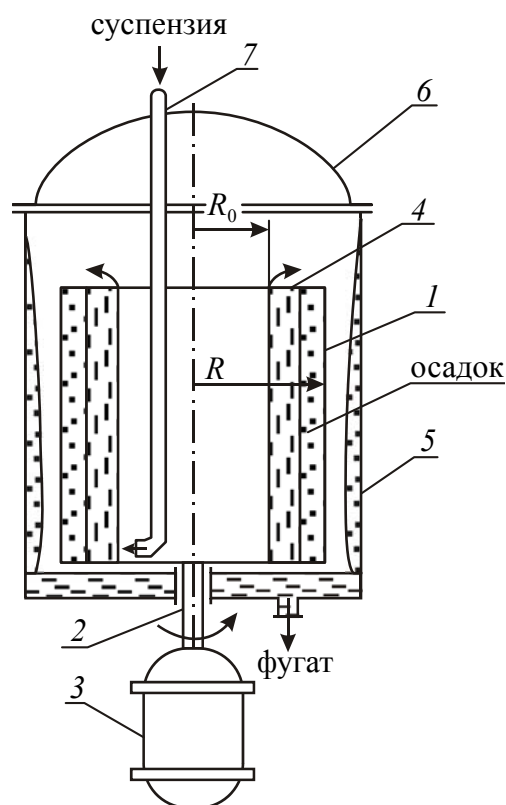


Рис. 10.1. Схема отстойной центрифуги:
1 – ротор; 2 – вал;
3 – электродвигатель;
4 – крышка ротора;
5 – кожух; 6 – крышка кожуха; 7 – труба

верхность кожуха и по нему стекает вниз, а затем выводится из центрифуги.

Процесс осаждения в поле центробежной силы протекает значительно быстрее, чем в поле силы тяжести. Отношение центробежной силы C к силе тяжести G называют фактором разделения K_p :

$$K_p = \frac{C}{G} = \frac{m\omega^2 r}{mg} = \frac{\omega^2 r}{g} = \frac{n^2 r}{900}, \quad (10.1)$$

где ω – угловая скорость вращения твердых частиц, 1/с; r – радиус, на котором находится частица, м; $g = 9,81$ – ускорение свободного падения, м/с²; n – частота вращения, об/мин.

Фактор разделения показывает, во сколько раз быстрее протекает процесс осаждения частиц в центрифуге, чем в гравитационном отстойнике. Он характеризует эффективность работы центрифуги и выражает отношение скорости осаждения в центрифуге $w_{oc.ц}$ и скорости осаждения в отстойнике w_{oc} :

$$K_p = \frac{w_{oc.ц}}{w_{oc}}. \quad (10.2)$$

Расчет скорости осаждения в центробежном поле проводят по зависимостям и методам отстаивания в гравитационном поле, только вместо критерия Архимеда используют произведение $K_p \cdot Ar$.

Для определения режима осаждения необходимо, чтобы выполнялось условие:

$$\begin{aligned} K_p \cdot Ar &\leq 36 \text{ – ламинарный;} \\ K_p \cdot Ar &\geq 83\,000 \text{ – турбулентный;} \\ 36 &< K_p \cdot Ar < 83\,000 \text{ – переходный,} \end{aligned}$$

где

$$Ar = \frac{d^3 g (\rho_c - \rho) \rho}{\mu^2} \text{ – критерий Архимеда.} \quad (10.3)$$

$$\begin{aligned} \text{Или } Re_{ц} &\leq 2 \text{ – ламинарный;} \\ Re_{ц} &\geq 500 \text{ – турбулентный;} \\ 500 &> Re_{ц} > 2 \text{ – переходный,} \end{aligned}$$

где

$$Re_{ц} = \frac{w_{oc.ц} d_c \rho}{\mu} \text{ – центробежный критерий Рейнольдса.} \quad (10.4)$$

Приблизительно скорость осаждения в центробежном поле можно рассчитать по формулам:

в ламинарном режиме

$$w_{\text{ос.ц}} = \frac{gd_{\text{ч}}^2(\rho_{\text{ч}} - \rho)}{18\mu} K_p, \quad (10.5)$$

развернутом виде

$$w_{\text{ос.ц}} = \frac{d_{\text{ч}}^2(\rho_{\text{ч}} - \rho)}{18\mu} \omega^2 r, \quad (10.6)$$

где $d_{\text{ч}}$ – диаметр частицы, м; $\rho_{\text{ч}}$ – плотность частицы, кг/м³; ρ – плотность жидкости, кг/м³; μ – динамический коэффициент вязкости жидкости, Па · с;

в переходном режиме

$$w_{\text{ос.ц}} = 0,78 \frac{d_{\text{ч}}^{1,145} (\rho_{\text{ч}} - \rho)^{0,715}}{\mu^{0,43} \rho^{0,285}} K_p^{0,715}; \quad (10.7)$$

турбулентным режиме

$$w_{\text{ос.ц}} = 5,45 \sqrt{\frac{d_{\text{ч}}(\rho_{\text{ч}} - \rho)}{\rho}} K_p. \quad (10.8)$$

Скорость осаждения в центрифуге можно найти из выражения для критерия Рейнольдса (10.4);

$$w_{\text{ос.ц}} = \frac{\mu \text{Re}_{\text{ц}}}{d_{\text{ч}} \rho}. \quad (10.9)$$

Для этого рассчитывают $\text{Re}_{\text{ц}}$ по формулам:

в ламинарном режиме

$$\text{Re}_{\text{ц}} = \frac{\text{Ar}K_p}{18}; \quad (10.10)$$

переходном режиме

$$\text{Re}_{\text{ц}} = 0,152(\text{Ar}K_p)^{0,715}; \quad (10.11)$$

турбулентном режиме

$$\text{Re}_{\text{ц}} = 1,75(\text{Ar}K_p)^{0,5}. \quad (10.12)$$

При разделении суспензий с полидисперсным составом твердой фазы (частицы имеют разные диаметры) в фугате остаются частицы,

размеры которых меньше некоторой величины (предельный диаметр), а в осадок выпадают в основном частицы, диаметр которых больше предельного. Таким образом, в суспензии находится бесконечно узкий класс частиц, вероятность которых попасть как и в фугат, так и в осадок одинакова. Средний размер этих частиц d_p (их приведенный диаметр) называют крупностью разделения. При расчете скорости осаждения $w_{ос.ц}$ в центробежном поле используют крупность разделения d_p . Например, формула (10.6) принимает вид

$$w_{ос.ц} = \frac{d_p^2 (\rho_{ч} - \rho) \omega^2 r}{18\mu}. \quad (10.13)$$

Время осаждения шарообразных частиц, которые подчиняются закону Стокса, для отстойных центрифуг определяют по формуле

$$\tau_{ос.ц} = \frac{18\mu}{d_{мин}^2 \omega^2 (\rho_{ч} - \rho)} \ln \frac{r_2}{r_1}, \quad (10.14)$$

где $d_{мин}$ – диаметр самых мелких частиц в суспензии, м; r_1 – радиус свободной поверхности жидкости в роторе, м; r_2 – радиус вращения внутренней поверхности ротора, м.

Способность разделения отстойной центрифуги характеризуется индексом производительности Σ , величина которого равна площади гравитационного отстойника, эквивалентного по производительности рассматриваемой центрифуге.

Индекс производительности рассчитывают следующим образом: в ламинарном режиме

$$\Sigma = K_p F; \quad (10.15)$$

переходном режиме

$$\Sigma = K_p^{0,715} F; \quad (10.16)$$

турбулентном режиме

$$\Sigma = K_p^{0,5} F, \quad (10.17)$$

где F – площадь осаждения центрифуги, м².

2. Описание установки

Для проведения опытов используют лабораторную центрифугу периодического действия (рис. 10.2).

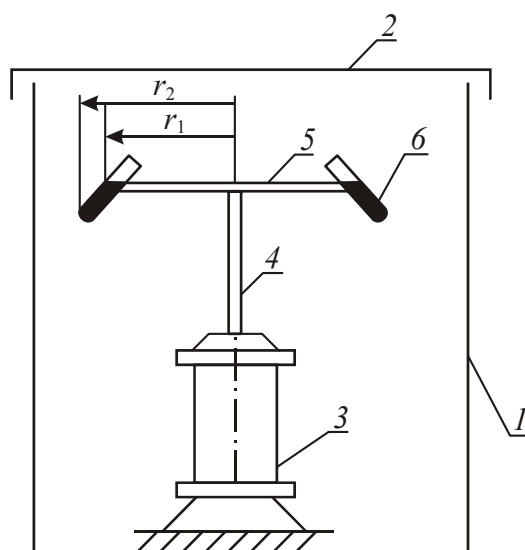


Рис. 10.2. Схема лабораторной установки:
1 – корпус; 2 – крышка; 3 – электродвигатель;
4 – вал; 5 – диск; 6 – стаканы

Центрифуга состоит из корпуса 1 и крышки 2. Внутри корпуса установлен электродвигатель 3, на валу 4 которого закреплен диск 5 с отверстиями для размещения стаканов 6.

Элементы управления центрифуги находятся на передней панели.

3. Последовательность выполнения работы

Приготовить тонкодисперсную суспензию (например, из мела) таким образом, чтобы в течение 15 мин частицы почти не осаждались в емкости. Заполнить два стакана 6 суспензией до метки. Пипеткой взять пробу суспензии, капнуть 2–3 капли на пробное стекло микроскопа и определить минимальный диаметр частиц d_{\min} .

Замерить радиусы r_1 и r_2 . По формуле (10.14) рассчитать время осаждения частиц диаметром d_{\min} в центрифуге при скорости вращения диска ω (по заданию).

Установить стаканы 6 в отверстия диска 5 на противоположных сторонах. Закрыть крышку 2. Включить центрифугу. Установить заданную скорость вращения диска ω . Через рассчитанное время $\tau_{\text{ос.ц}}$ выключить центрифугу. После остановки диска открыть крышку, взять пипеткой пробу фугата из одного из стаканов 6 для проведения анализа на крупность разделения. Остатки фугата слить.

При анализе фугата в поле зрения микроскопа выбрать три самые крупные частицы и определить их средний диаметр d_{maxcp} .

Для анализа осадка долить воды в стакан с осадком до отметки и взболтать его. Взять пипеткой пробу и капнуть 2–3 капли на пробное стекло микроскопа.

При анализе осадка определить диаметр трех самых мелких частиц и найти их средний диаметр $d_{\min\text{cp}}$.

Полученные величины записать в таблицу.

4. Проведение расчетов и анализ результатов

1. Определить фактор разделения

$$K_p = \frac{\omega^2 r_{\text{cp}}}{g}, \quad (10.18)$$

где $r_{\text{cp}} = \frac{r_1 + r_2}{2}$ – средний радиус, м.

2. Рассчитать величину крупности разделения

$$d_p = \frac{d_{\max\text{cp}} + d_{\min\text{cp}}}{2}. \quad (10.19)$$

3. Рассчитать критерий Архимеда

$$Ar = \frac{g d_p^3 (\rho_{\text{ч}} - \rho)}{\mu^2}. \quad (10.20)$$

4. Определить режимы осаждения по величине $K_p Ar$.

5. Рассчитать скорость осаждения $w_{\text{ос.ц}}$ по одной из формул (10.6), (10.7) или (10.8), подставив туда вместо диаметра частицы $d_{\text{ч}}$ крупность разделения d_p .

6. Рассчитать критерий $Re_{\text{ц}}$ по одной из формул – (10.10), (10.11) или (10.12).

7. По формуле (10.9) определить скорость осаждения $w'_{\text{ос.ц}}$, подставив вместо $d_{\text{ч}}$ крупность разделения d_p .

8. Определить погрешность расчетов, %: $\Delta = \frac{|w_{\text{ос.ц}} - w'_{\text{ос.ц}}|}{w'_{\text{ос.ц}}} 100$.

9. Индекс производительности рассчитать по одной из формул – (10.15), (10.16) или (10.17), где $F = \frac{\pi d_{\text{ст}}^2}{4}$ – площадь поперечного сечения стакана, м^2 ; $d_{\text{ст}}$ – диаметр стакана, м.

Рассчитанные величины занести в таблицу.

Измеренные и рассчитанные величины

Скорость вращения, ω , 1/с	Минимальный диаметр частиц в суспензии, d_{\min} , м	Время осаждения, $\tau_{\text{ос.ц}}$, с	Средний максимальный диаметр частиц в фугате d_{maxcp} , м	Средний минимальный диаметр частиц в осадке d_{mincp} , м	Крупность разделения, d_p , м	Скорость осаждения		Погрешность расчетов Δ , %	Индекс производительности, Σ , м ²
						$w_{\text{ос.ц}}$, м/с	$w'_{\text{ос.ц}}$, м/с		

5. Содержание отчета

Отчет о работе должен содержать: цель и описание работы; схему лабораторной установки и ее описание; таблицу измеренных и рассчитанных величин; примеры расчета всех найденных величин; выводы.

Вопросы для подготовки и самоконтроля

1. Строение и принцип действия отстойной центрифуги.
2. Фактор разделения, его физическая сущность.
3. Режимы осаждения в поле центробежных сил и их методы определения.
4. Методы определения скорости осаждения в центрифуге.
5. Как рассчитать время осаждения в отстойной центрифуге?
6. Индекс производительности центрифуги, физическая сущность и расчет.
7. Разделение полидисперсных суспензий в центрифуге.

Раздел IV

ТЕПЛОВЫЕ ПРОЦЕССЫ

Большинство процессов химической технологии протекает в заданном направлении только при определенной температуре, которую поддерживают путем подвода или отвода тепловой энергии. Процессы, скорость которых зависит от интенсивности подвода и отвода тепла, называют тепловыми. Движущей силой тепловых процессов является разность температур более нагретого и менее нагретого тела.

Тела, участвующие в теплообмене, называются теплоносителями.

Наука, которая рассматривает процессы распространения тепла, называется теплопередачей. Законы теплопередачи лежат в основе тепловых процессов нагревания, охлаждения, конденсации пара, выпаривания и имеют большое значение для проведения многих массообменных процессов.

В химической технологии чаще всего тепло передается от одного теплоносителя к другому через стенку, которая их разделяет. Количество теплоты, которое передается от одного теплоносителя к другому, пропорционально поверхности теплопередачи и движущей силе и зависит от гидродинамических условий проведения процесса теплопередачи.

Работа № 11

ПРОЦЕСС ТЕПЛООБМЕНА В ПОВЕРХНОСТНОМ ТЕПЛООБМЕННИКЕ

Цель работы: изучить процесс теплообмена; определить опытным путем коэффициент теплопередачи; рассчитать коэффициенты теплоотдачи и теплопередачи.

1. Основные определения и теория процесса

В поверхностном теплообменнике тепло переносится от одного теплоносителя к другому через стенку, которая находится между ними. Такой процесс называется теплопередачей. Процесс теплопередачи включает в себя три стадии: 1) перенос тепла от ядра потока первого теплоносителя к стенке; 2) перенос тепла через стенку;

3) перенос тепла от стенки к ядру второго теплоносителя. Первая и третья стадии называются теплоотдачей.

Рассмотрим схему стационарного процесса теплопередачи и зависимости для расчета переноса тепла для его трех стадий на примере, когда процесс происходит без изменения агрегатного состояния теплоносителей, которые движутся вдоль стенки противотоком – более нагретый со скоростью w_1 , менее нагретый – w_2 . Тепло переходит от теплоносителя I к теплоносителю II через плоскую стенку толщиной $\delta_{ст}$ с коэффициентом теплопроводности $\lambda_{ст}$

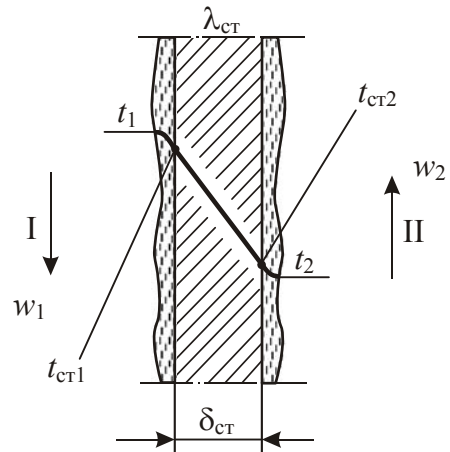


Рис. 11.1. Схема стационарного процесса теплопередачи

(рис. 11.1). Пусть температура более нагретого теплоносителя меняется от начальной $t_{н1}$ до конечной $t_{к1}$, а менее нагретого – от температуры $t_{н2}$ до $t_{к2}$. При условии, что потери теплоты в окружающую среду равны нулю (т. е. количество теплоты, которое отдал первый теплоноситель Q_1 , равно количеству теплоты, которое получил второй теплоноситель Q_2 : $Q_1 = Q_2 = Q$), а коэффициенты теплоотдачи не меняются вдоль поверхности, тогда для всей поверхности теплоотдачи количество теплоты, которое отдает более нагретый теплоноситель стенке, рассчитывают по уравнению теплоотдачи

$$Q = \alpha_1 F (t_1 - t_{ст1}), \quad (11.1)$$

где α_1 – коэффициент теплоотдачи, Вт/(м²·град); F – поверхность теплоотдачи, м², t_1 – средняя температура теплоносителя, град; $t_{ст1}$ – температура стенки со стороны более нагретого теплоносителя, град.

Количество теплоты, которое проходит через стенку, определяют по уравнению теплопроводности:

$$Q = \frac{F(t_{ст1} - t_{ст2})}{\sum r_{загр} + \frac{\delta_{ст}}{\lambda_{ст}}}, \quad (11.2)$$

где $t_{ст2}$ – температура стенки со стороны менее нагретого теплоносителя, град; $\sum r_{загр}, \frac{\delta_{ст}}{\lambda_{ст}}$ – сумма термического сопротивления за-

грязнения с обеих сторон стенки и термического сопротивления стенки соответственно, $\text{м}^2 \cdot \text{град}/\text{Вт}$.

И наконец, количество теплоты, которое получает менее нагретый теплоноситель, рассчитывают по уравнению теплоотдачи

$$Q = \alpha_2 F (t_{\text{ст}2} - t_2), \quad (11.3)$$

где α_2 – коэффициент теплоотдачи второго теплоносителя, $\text{Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{град})$; t_2 – средняя температура менее нагретого теплоносителя, град.

В процессе теплообмена количество теплоты, которое отдает более нагретый теплоноситель, рассчитывают по выражению

$$Q = G_1 c_1 (t_{\text{н}1} - t_{\text{к}1}), \quad (11.4)$$

где G_1 – массовый расход теплоносителя, $\text{кг}/\text{с}$; c_1 – удельная теплоемкость (изобарная) теплоносителя, $\text{Дж}/(\text{кг} \cdot \text{град})$.

При изменении агрегатного состояния, например при конденсации насыщенного пара, когда конденсат отводится при температуре конденсации, количество теплоты равно $Q = D \cdot r$ (D – расход пара, $\text{кг}/\text{с}$; r – удельная теплота фазового перехода, $\text{Дж}/\text{кг}$).

Для менее нагретого теплоносителя уравнение (11.4) запишется как

$$Q = G_2 c_2 (t_{\text{к}2} - t_{\text{н}2}), \quad (11.5)$$

где G_2 – массовый расход менее нагретого теплоносителя, $\text{кг}/\text{с}$; c_2 – удельная теплоемкость менее нагретого теплоносителя, $\text{Дж}/(\text{кг} \cdot \text{град})$.

Это количество теплоты может быть рассчитано также и с помощью основного уравнения теплопередачи

$$Q = KF \Delta t_{\text{ср}}, \quad (11.6)$$

где K – коэффициент теплопередачи, $\text{Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{град})$; F – поверхность теплопередачи, $\text{Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{град})$; $\Delta t_{\text{ср}}$ – средний температурный напор (движущая сила) процесса теплопередачи, град, который рассчитывают следующим образом.

Составляют схему движения теплоносителей относительно друг друга (например, противоток) и находят распределение температур:

$$\begin{array}{c} t_{\text{н}1} \xrightarrow{\text{I}} t_{\text{к}1}; \\ t_{\text{к}2} \xleftarrow{\text{II}} t_{\text{н}2}. \end{array}$$

Рассчитывают разность температур на концах теплообменника:

$$\Delta t_1 = t_{н1} - t_{к2}; \quad (11.7)$$

$$\Delta t_2 = t_{к1} - t_{н2}. \quad (11.8)$$

Определяют по абсолютной величине, какая из них больше – Δt_6 , а какая меньше – Δt_m (например, $\Delta t_1 > \Delta t_2$, тогда $\Delta t_1 = \Delta t_6$, $\Delta t_2 = \Delta t_m$). Средняя величина

$$\Delta t_{cp} = \frac{\Delta t_6 - \Delta t_m}{\ln \frac{\Delta t_6}{\Delta t_m}}. \quad (11.9)$$

Коэффициент теплопередачи K для плоской стенки рассчитывают по формуле

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \sum r_{загр} + \frac{\delta_{ст}}{\lambda_{ст}} + \frac{1}{\alpha_2}}, \quad (11.10)$$

где $\frac{1}{\alpha_1}$, $\frac{1}{\alpha_2}$ – термическое сопротивление теплоотдачи более нагретого теплоносителя к поверхности стенки и термическое сопротивление теплоотдачи от стенки к менее нагретому теплоносителю соответственно, $m^2 \cdot \text{град}/\text{Вт}$.

При теплопередаче через однослойную стенку, где обычно определяют количество теплоты, которое передается через единицу длины (l) трубы, коэффициент теплопередачи K_l , $\text{Вт}/(m^2 \cdot \text{град})$, на 1 м длины рассчитывают по формуле

$$K_l = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1 d_{вн}} + \frac{1}{2\lambda_{ст}} \ln \frac{d_{н}}{d_{вн}} + \sum \frac{r_{загр}}{d_{загр}} + \frac{1}{\alpha_2 d_{н}}}, \quad (11.11)$$

где α_1 – коэффициент теплоотдачи теплоносителя, который проходит через трубу с внутренним диаметром $d_{вн}$ и наружным $d_{н}$; α_2 – коэффициент теплоотдачи для теплоносителя, который идет снаружи трубы.

Таким образом, знаменатели выражений (11.10) и (11.11) представляют собой полное термическое сопротивление.

Коэффициенты теплоотдачи находят с помощью критериальных уравнений [1]. Например:

а) для турбулентного режима течения в прямых трубах и каналах ($Re > 10^4$) критерий Нуссельта рассчитывают по выражению

$$Nu = 0,021\varepsilon Re^{0,8} Pr^{0,43} \left(\frac{Pr}{Pr_{ст}} \right)^{0,25}, \quad (11.12)$$

где $Nu = \alpha d_n / \lambda$ – критерий Нуссельта; ε – коэффициент, учитывающий влияние на величину α отношений длины трубы l к ее диаметру d_n ; $Re = \frac{w d_{вн} \rho}{\mu}$ – критерий Рейнольдса; $Pr = \frac{c \mu}{\lambda}$ – критерий

Прандтля (эти критерии рассчитывают с использованием физико-химических свойств теплоносителя при его средней температуре, а критерий Прандтля $Pr_{ст}$ – при температуре стенки $t_{ст}$); w – средняя скорость движения теплоносителя, м/с; $d_{вн}$ – внутренний диаметр трубы, м; ρ – плотность теплоносителя, кг/м³; λ – коэффициент теплопроводности теплоносителя, Вт/(м · град); μ – динамический коэффициент вязкости теплоносителя, Па · с; c – удельная теплоемкость теплоносителя, Дж/(кг · град).

Определив значение критерия Nu , рассчитывают коэффициент α с помощью выражения для Nu ($\alpha = \frac{Nu \lambda}{d_n}$);

б) для пленочной конденсации насыщенного водяного пара на наружной поверхности одиночной горизонтальной трубы с наружным диаметром d_n коэффициент теплоотдачи рассчитывают по выражению

$$\alpha_{конд} = 0,728 \left(\frac{\lambda_k^3 \rho_k^2 r g}{\mu_k d_n \Delta t} \right)^{1/4}, \quad (11.13)$$

где λ_k – коэффициент теплопроводности конденсата пара при температуре конденсации, Вт/(м · град); ρ_k, μ_k – плотность и вязкость конденсата при той же температуре, кг/м³, Па · с; r – удельная теплота фазового перехода, Дж/кг; $g = 9,81$ м/с²; $\Delta t = t_{конд} - t_{ст}$, град, $t_{конд}$ – температура конденсации пара, град, $t_{ст}$ – температура стенки со стороны пара, град.

Поскольку коэффициенты теплоотдачи зависят от средних температур теплоносителей и от температур стенки с обеих ее сторон, а последние ($t_{ст1}$ и $t_{ст2}$) неизвестны, то для расчета коэффициента теплопередачи K используют метод последовательных приближений (итерационный метод) [1].

Для этого записывают систему уравнений для определения плотности теплового потока (отношение теплового потока к поверхности $q = \frac{Q}{F}$):

$$q_1 = \alpha_1 (t_1 - t_{ст1}); \quad (11.14)$$

$$q_{ст} = \frac{t_{ст1} - t_{ст2}}{\frac{\delta_{ст}}{\lambda_{ст}} + \sum r_{загр}}; \quad (11.15)$$

$$q_2 = \alpha_2 (t_{ст2} - t_2), \quad (11.16)$$

где q_1 , $q_{ст}$, q_2 – плотности теплового потока соответственно от первого теплоносителя к стенке, через стенку и от стенки ко второму теплоносителю, Вт/м².

Систему уравнений (11.14)–(11.16) решают при условиях стационарности процесса $q_1 = q_{ст} = q_2 = q$ относительно q , $t_{ст1}$ и $t_{ст2}$.

При использовании итерационного метода задают температуру стенки со стороны одного из теплоносителей (чаще всего со стороны более нагретого $t_{ст1}$) в пределах между температурами t_1 и t_2 .

Затем по соответствующим критериальным уравнениям рассчитывают коэффициент α_1 и по формуле (11.14) – плотность теплового потока от первого теплоносителя к стенке q_1 .

Температуру стенки со стороны другого, менее нагретого теплоносителя находят по уравнению (11.15) при условии $q_1 = q_{ст} = q$.

После рассчитывают коэффициент теплоотдачи со стороны менее нагретого теплоносителя с помощью соответствующего критериального уравнения и плотность теплового потока от стенки ко второму теплоносителю q_2 по формуле (11.16).

Если $q_1 = q_2$, то расчет заканчивают. Если же $q_1 \neq q_2$, то это свидетельствует о том, что первое выбранное значение $t_{ст1}$ не соответствует действительности.

Для второго приближения принимают другое значение $t_{ст1}$ и расчет повторяют до совпадения q_1 и q_2 с ошибкой до 5%.

2. Описание установки

Лабораторная установка состоит из теплообменника типа «труба в трубе» 1 (рис. 11.2), парогенератора 2, трубопроводов для пара и воды и вентилях 5, 6, 7. Внутренняя труба теплообменника

длиной $l = 0,8$ м имеет наружный $d_n = 0,027$ м и внутренний $d_{вн} = 0,022$ м диаметры.

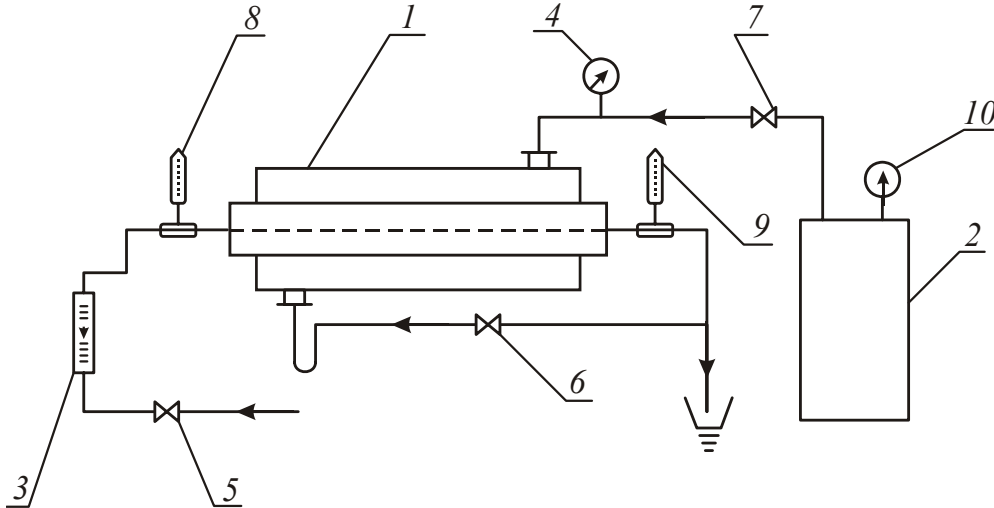


Рис. 11.2. Схема лабораторной установки:
 1 – теплообменник; 2 – парогенератор; 3 – ротаметр;
 4, 10 – манометры; 5, 6, 7 – вентили; 8, 9 – термометры

Во внутреннюю трубу подают воду из водопроводной сети, ее расход V_v регулируют вентилем 5 и измеряют с помощью ротаметра 3 и тарифовочного графика.

В межтрубное пространство подают водяной насыщенный пар, который получают в парогенераторе 2. Давление пара измеряют манометром 4, а расход регулируют вентилем 7.

Температуру воды $t_{н1}$ и $t_{к1}$ измеряют с помощью термометров 8, 9. Температуру пара на входе в межтрубное пространство определяют по его давлению с помощью табл. 10 приложения.

3. Последовательность выполнения работы

1. Открыть вентиль (на схеме не указан) на водопроводной сети и с помощью вентилей 5, ротаметра 3 и тарифовочного графика установить заданный преподавателем объемный расход воды V_v .

2. Из парогенератора пустить пар на установку. Открыть вентиль 7 и подать пар в межтрубное пространство.

3. Показания термометров и манометра записать в таблицу тогда, когда температура воды не будет изменяться в течение 5 мин. После этого отключить подачу пара и воды, закрыв последовательно вентили 7 и 5.

4. Проведение расчетов и анализ результатов

Поскольку толщина стенки трубы невелика и отношение $\frac{\delta_{ст}}{d_n} \cong 0,1$ ($< 0,3-0,4$), расчеты необходимо проводить так же, как для плоской стенки [2]. В нашем случае $\alpha_1 = \alpha_{конд}$, $\alpha_2 = \alpha_v$ (коэффициент теплоотдачи воды).

1. Рассчитать среднюю температуру воды $t_{ср} = \frac{t_{н1} + t_{к1}}{2}$.
2. Определить массовый расход воды G_v по формуле

$$G_v = V_v \cdot \rho_v,$$

где ρ_v – плотность воды при средней температуре $t_{ср}$.

3. Рассчитать количество теплоты Q_v , которое получила вода,

$$Q_v = G_v \cdot c_v (t_{к1} - t_{н1}),$$

где c_v – удельная теплоемкость воды (табл. 4 приложения).

4. Определить абсолютное давление $p_{гр.п}$ греющего пара
5. По табл. 10 приложения, исходя из абсолютного давления $p_{гр.п}$, определить температуру конденсации $t_{конд}$ греющего пара и его удельную теплоту фазового перехода r .

6. Составить схему движения теплоносителей, подставив из таблицы значения опытных температур и рассчитать разность температур на концах теплообменника, а потом – средний температурный напор по зависимости (11.9). При этом считать температуру конденсата равной температуре конденсации пара.

7. Рассчитать поверхность теплопередачи F :

$$F = \frac{\pi(d_n + d_{вн})l}{2}.$$

8. С помощью зависимости (11.6) рассчитать опытный коэффициент теплопередачи $K_{оп} = \frac{Q_v}{F \Delta t_{ср}}$.

9. Поскольку температуры стенки с одной и другой стороны неизвестны, то для расчета коэффициентов теплоотдачи необходимо пользоваться методом последовательных приближений. Для этого нужно задать самостоятельно температуру стенки со стороны водяного насыщенного пара $t_{ст1}$ (например, на 2°C ниже температуры конденсации $t_{конд}$) и рассчитать среднюю температуру пленки конденсата

$$t_{\text{ср1}} = \frac{t_{\text{конд}} + t_{\text{ст1}}}{2}.$$

10. Определить по табл. 4 приложения теплофизические свойства конденсата водяного пара при $t_{\text{ср1}}$ ($\lambda_{\text{к}}$, $\rho_{\text{к}}$, $\mu_{\text{к}}$), рассчитать движущую силу процесса теплоотдачи $\Delta t_1 = t_{\text{конд}} - t_{\text{ст1}}$ и по зависимости (11.13) – $\alpha_{\text{конд}}$.

11. Рассчитать по формуле (11.14) плотность теплового потока со стороны пара:

$$q'_1 = \alpha_{\text{конд}} \Delta t_1.$$

12. С помощью уравнения (11.15) определить температуру стенки $t'_{\text{ст2}}$ со стороны воды при условиях $q'_1 = q'_{\text{ст}}$. Принять $\lambda_{\text{ст}} = 46,5 \text{ Вт}/(\text{м} \cdot \text{град})$, $\delta_{\text{ст}} = 2 \text{ мм}$, $\Sigma r_3 = 1,33 \cdot 10^{-3} \text{ м}^2 \cdot \text{град}/\text{Вт}$.

13. Рассчитать среднюю скорость воды:

$$w_{\text{в}} = \frac{V_{\text{в}}}{f_{\text{тр}}},$$

где $f_{\text{тр}} = \frac{\pi d_{\text{вн}}^2}{4}$ – площадь поперечного сечения внутренней трубы, м^2 .

14. Определить величину критерия Рейнольдса:

$$\text{Re} = \frac{w_{\text{в}} d_{\text{вн}} \rho_{\text{в}}}{\mu_{\text{в}}},$$

где $\mu_{\text{в}}$ – вязкость воды при $t_{\text{ср}}$ (табл. 4 приложения), $\text{Па} \cdot \text{с}$. Подобрать по табл. 12 приложения зависимость для расчета критерия Nu, которая соответствует значению Re.

15. Рассчитать значения Nu, а затем коэффициент теплоотдачи

$$\alpha_{\text{в}} = \frac{\text{Nu} \lambda_{\text{в}}}{d_{\text{вн}}},$$

где $\lambda_{\text{в}}$ – коэффициент теплопроводности воды при $t_{\text{ср}}$ (табл. 4 приложения).

16. Определить плотность теплового потока от стенки к воде q'_2 по формуле (11.16).

17. Сопоставить q'_1 и q'_2 . Если они отличаются более чем на 5% один от другого, задать другое значение $t''_{\text{ст1}}$.

18. Повторить последовательность расчета q_1'' и q_2'' . Если они вновь отличаются один от другого более чем на 5%, то для третьего приближения можно использовать линейную графическую интерполяцию или экстраполяцию по результатам первых двух приближений (рис. 11.3).

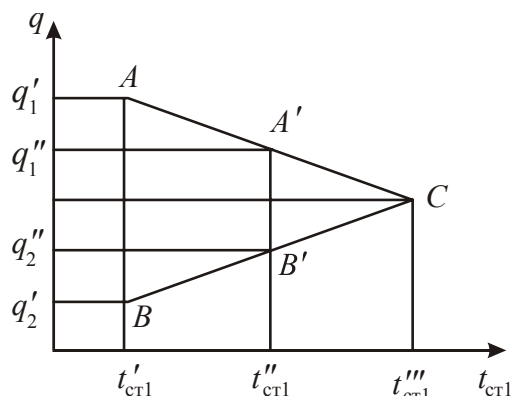


Рис. 11.3. Графическое определение q

Точка C пересечения прямых, проведенных через точки $A'-A''$ и $B'-B''$, дает возможность принять для третьего приближения наиболее точную температуру стенки $t_{ст1}'''$.

19. Вновь повторить последовательность расчета q_1''' и q_2''' при $t_{ст1}'''$ и сопоставить их. Если ошибка между ними будет менее 5%, рассчитать $q_{ср} = \frac{q_1''' + q_2'''}{2}$.

20. Определить расчетный коэффициент теплопередачи $K_{расч}$:

$$K_{расч} = \frac{q_{ср}}{\Delta t_{ср}}$$

21. Определить относительное отклонение рассчитанного и опытного коэффициентов теплопередачи

$$\Delta = \frac{|K_{расч} - K_{оп}|}{K_{min}} 100\%$$

где K_{min} — наименьшее значение из $K_{расч}$ и $K_{оп}$.

5. Содержание отчета

Отчет должен включать цель и описание работы; схему и описание установки; таблицу опытных и расчетных величин; пример расчета величин по пунктам 1–21 для одного расхода воды; график линейной интерполяции (экстраполяции).

Опытные и расчетные величины

$V_{в,}$ м ³ /с	$G_{в,}$ кг/с	$t_{н1,}$ °С	$t_{к1,}$ °С	$p_{изб,}$ ат	$p_{гр.п,}$ ат	$t_{канд,}$ °С	$w_{в,}$ м/с	$K_{оп,}$ Вт/(м ² · град)	$K_{расч,}$ Вт/(м ² · град)
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10

ВОПРОСЫ ДЛЯ ПОДГОТОВКИ И САМОКОНТРОЛЯ

1. Движущая сила теплопередачи, ее расчет.
2. Уравнение теплоотдачи.
3. Уравнение теплопроводности.
4. Уравнение теплопередачи.
5. В чем суть расчета теплообменника методом последовательных приближений?
6. Удельный тепловой поток.
7. Уравнение теплового баланса.
8. Схема стационарного процесса теплопередачи.
9. Коэффициент теплоотдачи, физическая сущность и его расчет.
10. Коэффициент теплопередачи, физическая сущность и его расчет.

Работа № 12 НЕСТАЦИОНАРНЫЙ ТЕПЛООБМЕН ПРИ МЕХАНИЧЕСКОМ ПЕРЕМЕШИВАНИИ ЖИДКОСТИ

Цель работы: установить зависимость коэффициента теплопередачи от времени при нагревании и охлаждении жидкости в аппарате с механическим перемешиванием; определить средний коэффициент теплопередачи.

1. Основные определения и теория процесса

Нестационарные процессы теплообмена, как правило, характерны для периодически действующих аппаратов различного назначения, в которых происходит безостановочное изменение температуры одного или обоих теплоносителей во времени.

Чтобы интенсифицировать процесс нагревания (охлаждения) жидкостей, часто используют аппараты с механическим перемешиванием. Инструменты для перемешивания (мешалки) могут быть различной конструкции в зависимости от физических свойств перемешиваемой среды, требуемой интенсивности и эффективности перемешивания. Подвод (или отвод) тепла от одного теплоносителя к другому в таких аппаратах может осуществляться с помощью паровой рубашки выносного теплообменника, а также змеевика. В работе используется змеевик, расположенный внутри аппарата.

При нагревании (охлаждении) жидкости в аппарате другим теплоносителем исходными уравнениями нестационарного конвективного теплообмена являются уравнения теплопередачи [1, 5]:

$$dQ = \pm G_1 c_1 d\theta dt = KF \Delta t_{cp} d\tau = \mp G_2 c_2 dt, \quad (12.1)$$

где «-», «+» принимают змеевик для охлаждения и нагревания жидкости соответственно; Q – количество тепла, Дж; G_1 – расход жидкости, проходящей через змеевик, кг/с, со средней удельной теплоемкостью c_1 , Дж/(кг · град); θ , t – температуры жидкости в змеевике и аппарате соответственно, град; τ – время, с; F – поверхность теплообмена, м²; K – коэффициент теплопередачи, Вт/(м² · град); Δt_{cp} – средняя разность температур, град; G_2 – количество жидкости в аппарате, кг, со средней удельной теплоемкостью c_2 , Дж/(кг · град).

Рассмотрим на примере охлаждение теплой жидкости в аппарате холодной жидкостью, которая проходит через змеевик. Пусть холодная жидкость имеет постоянную начальную температуру θ_0 . Очевидно, что ее окончательная температура будет меняться во времени, как и температура жидкости в аппарате. Среднюю разность температур для произвольного отрезка времени, если считать, что жидкость в аппарате по причине хорошего перемешивания имеет одинаковую температуру по всему объему, можно определить по формуле [1]

$$\Delta t_{cp} = \frac{(t - \theta_0) - (t - \theta)}{\ln \frac{t - \theta_0}{t - \theta}} = \frac{\theta - \theta_0}{\ln \frac{t - \theta_0}{t - \theta}}. \quad (12.2)$$

Подставив выражение (12.2) в формулу (12.1) и записав последнюю в виде $G_1 c_1 (\theta - \theta_0) = KF \Delta t_{cp}$, можно определить температуру t жидкости в аппарате при известных значениях K , F , G , c_1 , θ и θ_0 .

$$t = \frac{A\theta - \theta_0}{A - 1}, \quad (12.3)$$

где

$$A = e^{\frac{KF}{G_1 c_1}}. \quad (12.3a)$$

Если нагревание осуществляется насыщенным паром, который конденсируется в змеевике, и конденсат отводится при температуре

конденсации, то уравнения (12.1) запишутся в виде $KF(\theta_0 - t)d\tau = G_2c_2dt$ (θ_0 – температура пара, град).

При интегрировании в пределах температуры в аппарате от начальной (t_n) до конечной (t_k) и времени от 0 до τ получим

$$\ln \frac{\theta_0 - t_n}{\theta_0 - t_k} = \frac{KF\tau}{G_2c_2}. \quad (12.4)$$

Из выражения (12.4) можно определить t_k при заданном времени τ (или τ при заданной величине t_k):

$$t_k = \theta_0 - (\theta_0 - t_n)e^{-\frac{KF\tau}{G_2c_2}}. \quad (12.5)$$

Следует отметить, что для использования теплообменников, работающих как в стационарном, так и в нестационарном режиме, необходимо знать поверхность теплообмена F , которая зависит от параметров, входящих в формулу $Q = KF\Delta t_{cp}$.

Лабораторные исследования направлены на изучение влияния некоторых параметров, в частности коэффициента теплопередачи K при нестационарном режиме.

2. Описание установки

Схема лабораторной установки приведена на рис. 12.1. Она состоит из корпуса аппарата 1 с полусферическим дном, в котором расположен змеевик 2, шестилопастная мешалка 3 (лопасти наклонены под углом 45°).

Мешалка закреплена на валу 4 и вращается двигателем 5, который подключен через ЛАТР 6. В качестве жидкости используется вода. Расход воды в змеевике определяется с помощью ротаметра 7 и регулируется вентилем 8. Начальная и конечная температуры воды замеряются термометрами 9, 10, а температура жидкости в аппарате – термометром 11. Число оборотов мешалки регулируется ЛАТРОм 6 и определяется с помощью тахометра 12.

Установка рассчитана на проведение опытов как при нагревании жидкости в аппарате, так и при ее охлаждении. Для нагревания воды насыщенным паром предусмотрены парогенератор 13 с манометром 14, вентиль 15 и краны 16, 17.

Количество воды в аппарате – 22 л. Поверхность теплообмена (змеевика) – $0,26 \text{ м}^2$.

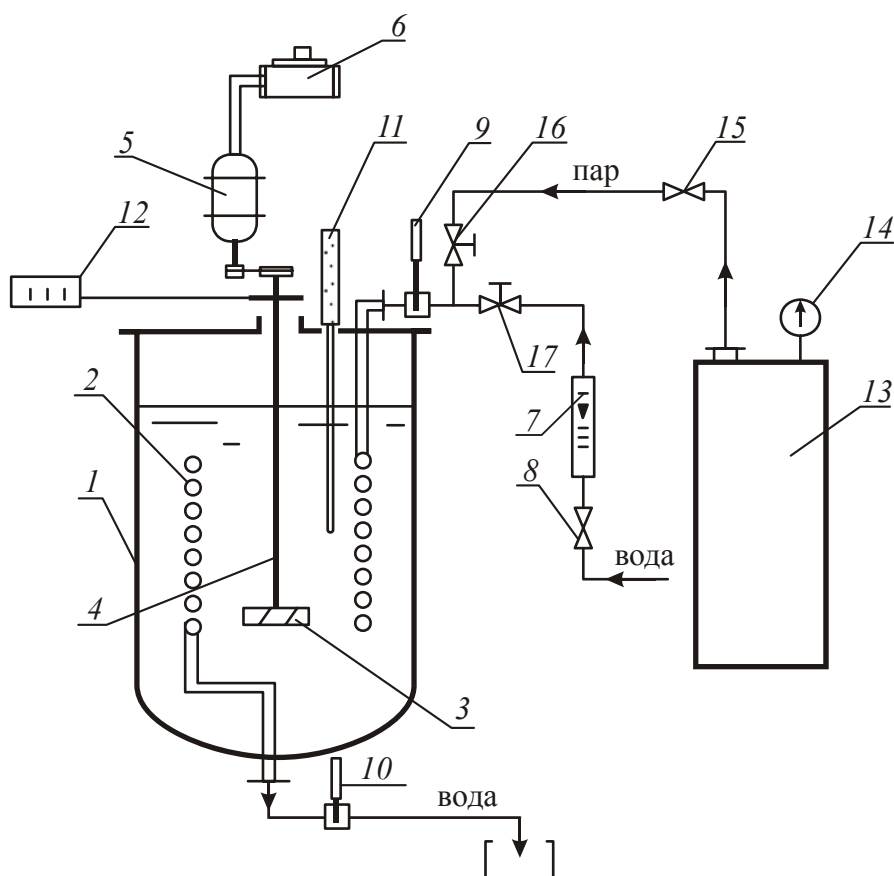


Рис. 12.1. Схема лабораторной установки:

1 – аппарат; 2 – змеевик; 3 – мешалка; 4 – вал; 5 – электродвигатель;
 6 – ЛАТР; 7 – ротаметр; 8, 15 – вентили; 9, 10, 11 – термометры;
 12 – тахометр; 13 – парогенератор; 14 – манометр; 16, 17 – краны

3. Порядок выполнения работы

А. Нагревание воды в аппарате

а) Паром

1. При дополнительном давлении пара в парогенераторе $\sim 0,2-0,4$ ат включить тахометр, установить с помощью ЛАТРа число оборотов мешалки (по указанию преподавателя), замерить начальную (t_n) температуру воды в аппарате.

2. Открыть вентиль 15 и кран 16 (кран 17 должен быть закрыт) и подать пар.

3. Замерять температуру воды в аппарате приблизительно через каждую минуту по термометру 11 и температуру пара по термометру 9.

4. При температуре воды $\sim 60-80^\circ\text{C}$ отключить пар, для этого сначала закрыть вентиль 15, затем кран 16.

5. Отключить тахометр.

б) *Нагретой водой, подаваемой в змеевик 2*

1. Нагреть воду до температуры $\sim 60\text{--}70^\circ\text{C}$ (на рис. 12.1 не показано, как нагревается вода) и подать ее в змеевик, открыв вначале кран 17 и затем вентиль 8.

2. Замерять температуру воды в аппарате приблизительно через 1–2 мин по термометру 11 и воды на входе в змеевик и выходе по термометрам 9 и 10.

3. При температуре воды в аппарате $\sim 40\text{--}50^\circ\text{C}$ отключить подачу воды в змеевик, закрыв вентиль 8 и кран 17.

4. Отключить тахометр.

Б. Охлаждение воды в аппарате

1. Включить тахометр, установить с помощью ЛАТРа число оборотов мешалки (по указанию преподавателя) и замерить температуру воды в аппарате.

2. Подать в змеевик холодную воду, для этого открыть сначала кран 17 (кран 16 для подачи пара должен быть закрыт), потом вентиль 8.

3. Замерить начальную ($\theta_n = \theta_0$) и конечную (θ_{k_i}) температуры воды, которая течет через змеевик, термометрами 9 и 10 и одновременно температуру воды в аппарате термометром 11. Замеры проводить приблизительно через каждые 1–2 мин.

4. При температуре воды в аппарате большей за начальную температуру воды в змеевике приблизительно на $10\text{--}20^\circ\text{C}$ отключить воду (закрывать сначала вентиль 8, затем кран 17).

5. Отключить тахометр.

4. Проведение расчетов и анализ результатов

А. При нагревании жидкости в аппарате

1. По результатам замеров температуры воды t_{k_i} в аппарате, а также температуры пара θ_{k_i} (принимая ее постоянной $\theta_{k_i} = \theta_0$) или температуры воды в змеевике в зависимости от времени построить график $\theta_{k_i} = f(\tau)$ и $t_{k_i} = f(\tau)$. Приблизительный вид графика показан на рис. 12.2, а.

2. Для разного времени τ_i и в интервале от начала исследований до их окончания (время увеличивать на $\sim 1\text{--}3$ мин) рассчитать коэффициент теплопередачи по формуле (12.6):

$$K_i = \frac{G_1 c_1}{F} \ln \frac{\theta_0 - t_{k_i}}{\theta_{k_i} - t_{k_i}}.$$

Температуру надо взять со сглаженной кривой $t_{к_i} = f(\tau)$ (п. 1) и построить график $K_i = f(\tau)$.

3. Определить средний коэффициент теплопередачи:

$$K_{\text{ср}} = \frac{\sum_{i=1}^n K_i}{n},$$

где n – число промежутков времени.

Б. При охлаждении жидкости в аппарате

1. По результатам замеров начальной и конечной температур воды, которая течет через змеевик, и температуры воды в аппарате построить кривые $\theta_{к_i} = f(\tau)$ и $t_{к_i} = f(\tau)$ (их надо совместить на одном графике). Приблизительный вид графика показан на рис. 12.2, б.

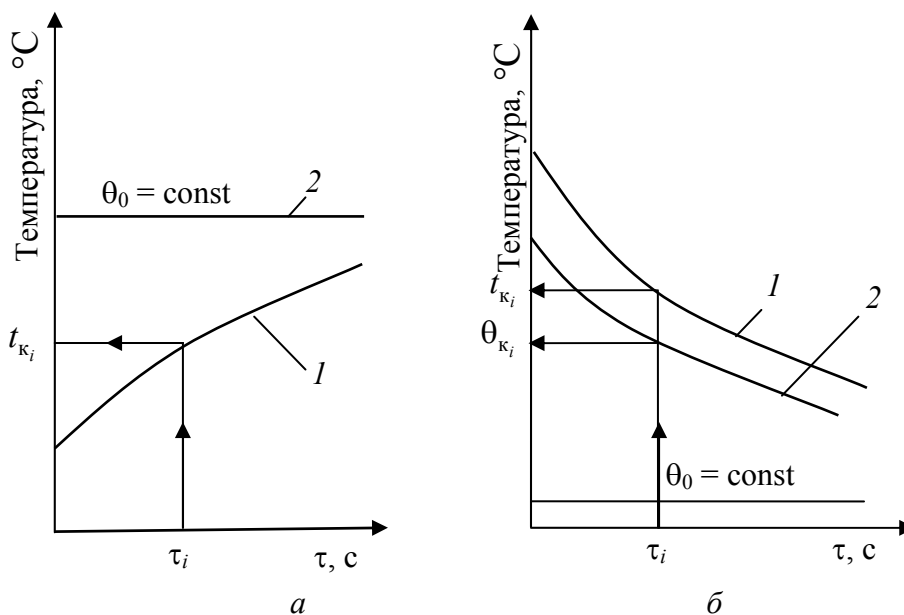


Рис. 12.2. Изменение температуры теплоносителя во времени: а – при нагревании жидкости в аппарате паром; б – при охлаждении жидкости в аппарате; 1, 2 – изменение температуры жидкости в аппарате и в змеевике соответственно

2. Для разного времени τ_i и в интервале от начала исследования до их окончания (время увеличивать приблизительно на 1–3 мин) рассчитать коэффициент теплопередачи по формуле

$$K_i = \frac{G_1 c_1}{F} \ln \frac{t_{к_i} - \theta_0}{t_{к_i} - \theta_{к_i}}.$$

Величины t_{κ_i} и θ_{κ_i} надо взять со сглаженной кривой (п. 1) и построить график $K_i = f(\tau)$.

3. Определить средний коэффициент теплопередачи:

$$K_{\text{ср}} = \frac{\sum_{i=1}^n K_i}{n},$$

где n – число промежутков времени.

5. Содержание отчета

Отчет о работе должен включать: цель и описание работы; схему лабораторной установки и ее описание; примеры расчета величин; графики, построенные по результатам исследований и расчетов; таблицу опытных и расчетных величин; выводы.

Опытные и расчетные величины при нагревании воды паром

Опытные величины			Расчетные величины		
Температура, °С		Время τ_i , с	Число оборотов мешалки n , 1/с	Коэффициент теплопередачи K , Вт/(м ² ·град)	
пара (воды) $\theta_0, \theta_{\kappa_i}$	воды t_{κ_i}			промежуточный K_i	средний $K_{\text{ср}}$

ВОПРОСЫ ДЛЯ ПОДГОТОВКИ И САМОКОНТРОЛЯ

1. Чем отличается процесс нестационарного теплообмена от стационарного?
2. С какой целью используют перемешивание?
3. Как рассчитать среднюю движущую силу теплообмена?
4. Как выводится зависимость для расчета t_{κ} или τ ?

Работа № 13 ПРОЦЕСС ВЫПАРИВАНИЯ ПОД ВАКУУМОМ

Цель работы: изучить устройство и принцип работы выпарной установки периодического действия, определить коэффициенты теплопередачи при нагревании и выпаривании раствора и оценить экономичность установки.

1. Основные определения и теория процесса

Процесс концентрирования растворов твердых нелетучих веществ за счет выпаривания части растворителя при температуре кипения раствора называют выпариванием.

Выпаривание является тепловым процессом, при котором раствор доводят до кипения с помощью (чаще всего) насыщенного водяного пара, называемого греющим или первичным. При кипении раствора часть растворителя переходит в пар, который называют вторичным. Вторичный пар отводят из аппарата, за счет этого концентрация раствора увеличивается.

Выпаривание проводят при атмосферном давлении, под вакуумом или под повышенным давлением.

Выпаривание под вакуумом позволяет снизить температуру кипения раствора, что имеет особое значение при выпаривании чувствительных к высокой температуре веществ.

При выпаривании под атмосферным и повышенным давлением вторичный пар используют для обогрева других аппаратов.

Процесс выпаривания проводят в выпарных аппаратах различных конструкций. Для расчета выпарных аппаратов необходимо составить материальный и тепловой балансы.

Уравнение материального баланса для периодического процесса выпаривания записывают так:

$$G_{\text{н}} = G_{\text{к}} + W, \quad (13.1)$$

где $G_{\text{н}}$, $G_{\text{к}}$ – массовое количество начального и конечного растворов соответственно, кг; W – массовое количество выпаренной воды (вторичного пара), кг.

Материальный баланс можно записать и по абсолютно сухому веществу, которое находится в растворе:

$$G_{\text{н}}x_{\text{н}} = G_{\text{к}}x_{\text{к}}, \quad (13.2)$$

где $x_{\text{н}}$, $x_{\text{к}}$ – массовые доли вещества в начальном и конечном растворах соответственно, кг/кг.

Решение системы уравнений (13.1) и (13.2) дает возможность определить два неизвестных параметра, которые чаще всего приходится рассчитывать:

1) количество упаренного раствора

$$G_{\text{к}} = \frac{G_{\text{н}}x_{\text{н}}}{x_{\text{к}}}; \quad (13.3)$$

2) конечную концентрацию раствора

$$x_k = \frac{G_H x_H}{G_H - W}; \quad (13.4)$$

3) количество выпаренной воды

$$W = G_H - G_k = G_H - G_H \left(\frac{x_H}{x_k} \right) = G_H \left(1 - \frac{x_H}{x_k} \right). \quad (13.5)$$

Кроме материального баланса, чтобы рассчитать количество теплоты, которое пошло на выпаривание, используют тепловой баланс.

Уравнение теплового баланса в общем виде можно записать так:

$$Q = Q_{\text{нагр}} + Q_{\text{вып}} + Q_{\text{конц}} + Q_{\text{пот}}, \quad (13.6)$$

где Q – общее количество теплоты, Дж; $Q_{\text{нагр}}$, $Q_{\text{вып}}$, $Q_{\text{конц}}$, $Q_{\text{пот}}$ – количество теплоты, которое пошло на нагревание раствора, выпаривание растворителя, концентрирование раствора и на потери теплоты в окружающую среду соответственно, Дж.

Это общее количество теплоты Q определяют по количеству теплоты, которое отдал греющий пар

$$Q = D r_{\text{гр.п}}, \quad (13.7)$$

где D – количество греющего пара, кг; $r_{\text{гр.п}}$ – теплота фазового перехода греющего пара, Дж/кг.

Количество теплоты, которое пошло на нагревание раствора,

$$Q_{\text{нагр}} = G_H c_p (t_{\text{к.р}} - t_H), \quad (13.8)$$

где c_p – удельная теплоемкость раствора, Дж/(кг · град); $t_{\text{к.р}}$ – температура кипения раствора; t_H – начальная температура раствора, град;

Для водных растворов c_p при $x_H < 20\%$ может быть рассчитана по формуле

$$c_p = 4,19 \cdot 10^3 \left(1 - \frac{x_H}{100} \right). \quad (13.9)$$

Расчет $Q_{\text{вып}}$ проводят по приближенному уравнению:

$$Q_{\text{вып}} = W r_{\text{вт.п}}, \quad (13.10)$$

где $r_{\text{вт.п}}$ – теплота фазового перехода вторичного пара, Дж/кг.

Обычно $Q_{\text{конц}}$, по отношению к остальным, величина небольшая и ее в расчетах не учитывают.

Потери теплоты в окружающую среду находят приблизительно по уравнению

$$Q_{\text{пот}} = 0,05 (Q_{\text{нагр}} + Q_{\text{вып}}). \quad (13.11)$$

Экономичность выпарной установки определяют по величине относительного расхода греющего пара

$$d = \frac{D}{W}. \quad (13.12)$$

Чем меньше относительный расход пара, тем больше экономичность установки. Коэффициент теплопередачи выпарного аппарата K , Вт/(м² · град), находят по уравнению

$$K = \frac{Q}{F \Delta t_{\text{пол}} \tau}, \quad (13.13)$$

где Q – количество теплоты, которое пошло на процесс, Дж; F – поверхность теплопередачи м²; $\Delta t_{\text{пол}}$ – полезная разность температур, град; τ – время проведения процесса, с;

Полезную разность температур рассчитывают по формуле

$$\Delta t_{\text{пол}} = t_{\text{гр.п}} - t_{\text{к.р}}, \quad (13.14)$$

где $t_{\text{гр.п}}$ – температура конденсации греющего пара, град; $t_{\text{к.р}}$ – температура кипения раствора, град.

Чтобы рассчитать температуру кипения раствора, необходимо учитывать, что она меняется по высоте кипяtilьных трубок аппарата за счет изменения гидростатического давления столба парожидкостной смеси в трубах. Чем ниже находится слой раствора, тем больше температура кипения. Повышение температуры кипения за счет уровня жидкости в аппарате учитывается гидростатической депрессией $\Delta_{\text{гс}}$. Чтобы найти последнюю, сначала определяют давление столба раствора в среднем слое по высоте (обычно на 1/2 высоты H нагревательных труб), т. е. при $H / 2$. Ввиду наличия пузырей пара в жидкости при кипении плотность раствора принимают приблизительно в два раза меньшей. Тогда давление в среднем слое

$$p_{\text{ср}} = p_0 + \frac{1}{4} \rho_p g H, \quad (13.15)$$

где p_0 – давление над уровнем жидкости (давление вторичного пара в аппарате), Па.

При выпаривании под вакуумом растворитель выпаривается в основном с поверхности раствора. В таких условиях плотность смеси практически не отличается от плотности раствора ρ_p . Тогда

$$p_{\text{ср}} = p_0 + \frac{1}{2} \rho_p g H. \quad (13.16)$$

Гидростатическую депрессию рассчитывают по разности

$$\Delta_{\text{гс}} = t_{\text{ср}} - t_0, \quad (13.17)$$

где $t_{\text{ср}}$, t_0 – температура кипения (конденсации) воды при давлении $p_{\text{ср}}$ и при давлении вторичного пара p_0 соответственно, град.

Температура кипения раствора $t_{\text{к.р}}$ выше температуры кипения чистого растворителя $t_{\text{к.ч}}$ при одинаковом давлении. Эта разность температур называется температурной депрессией Δ_t :

$$\Delta_t = t_{\text{к.р}} - t_{\text{к.ч}}. \quad (13.18)$$

Температурная депрессия зависит от природы вещества, концентрации раствора и давления. Обычно температурную депрессию при атмосферном давлении приводят в справочной литературе. Величину Δ_t при ином давлении можно рассчитать по формуле А. Тищенко:

$$\Delta_t = 16,2 \frac{T^2}{r_{\text{вт.п}}} \Delta'_t, \quad (13.19)$$

где T – температура кипения чистого растворителя при данном давлении, К ($T = t_{\text{к.ч}} + 273$); $r_{\text{вт.п}}$ – теплота фазового перехода вторичного пара при давлении в аппарате, Дж/кг; Δ'_t – температурная депрессия при атмосферном давлении;

Температура кипения также изменяется за счет гидравлического сопротивления паропровода при движении вторичного пара. Такое изменение температуры кипения учитывается гидравлической депрессией $\Delta_{\text{гд}}$. Однако на практике она имеет небольшое значение, и поэтому ее не рассчитывают, а принимают равной 1 град.

Таким образом, температура кипения раствора рассчитывается как

$$t_{\text{к.р}} = t_{\text{к.ч}} + \Delta_{\text{гс}} + \Delta_t + \Delta_{\text{гд}} = t_{\text{к.ч}} + \Sigma \Delta. \quad (13.20)$$

Общей разностью температур $\Delta t_{\text{общ}}$ называют разность между температурой конденсации греющего пара $t_{\text{гр.п}}$ и температурой кипения $t_{\text{к.ч}}$ чистого растворителя при давлении вторичного пара:

$$\Delta t_{\text{общ}} = t_{\text{гр.п}} - t_{\text{к.ч}}. \quad (13.21)$$

С учетом уравнений (13.14), (13.20) и (13.21) полезную разность температур можно рассчитать следующим образом:

$$\Delta t_{\text{пол}} = \Delta t_{\text{общ}} - \Sigma \Delta. \quad (13.22)$$

2. Описание установки

Лабораторная установка (рисунок) состоит из греющей камеры 1, змеевика 3 (площадь поверхности нагрева равна 0,13 м²), циркуляционной трубы 2, сепаратора 4, трубы 5, конденсатора-холодильника 6, сборников 7 и 8, емкости исходного раствора 9, парогенератора 10, манометра 11, холодильника конденсата греющего пара 12, сборника конденсата греющего пара 13, вакуум-насоса 14, ловушки 15, вакуумметра 16, кранов 17, 18, 19, 21, 25, 26, вентиля 20 и манометра 24.

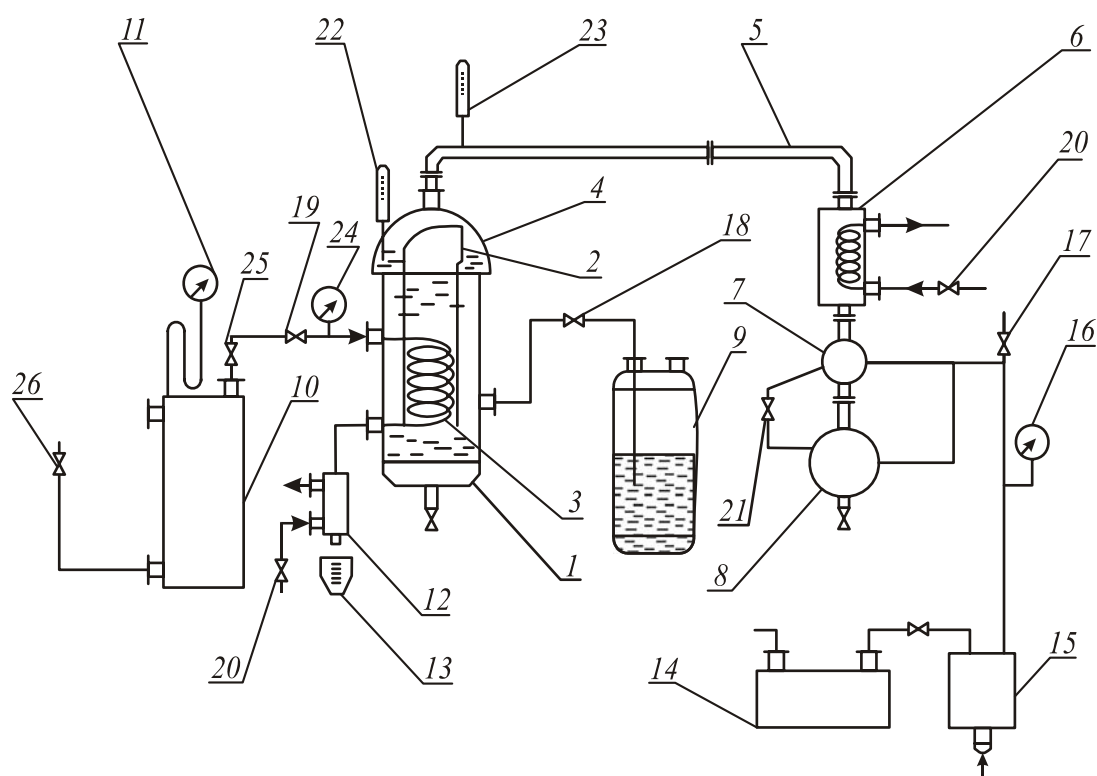


Схема лабораторной установки:

- 1 – греющая камера; 2 – циркуляционная труба; 3 – змеевик;
 4 – сепаратор; 5 – трубы; 6 – конденсатор-холодильник;
 7, 8, 13 – сборники; 9 – емкость; 10 – парогенератор;
 11, 24 – манометры; 12 – холодильник конденсата греющего пара;
 14 – вакуум-насос; 15 – ловушка; 16 – вакуумметр;
 17, 18, 19, 21, 25, 26 – краны; 20 – вентиль; 22, 23 – термометры

Греющую камеру заполняют исходным раствором до метки, что составляет $13 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3$, уровень раствора в камере 0,55 м.

Греющий пар получают в парогенераторе 10, давление которого определяют по манометру 11. Вакуум создают вакуум-насосом 14 и измеряют разрежение вакуумметром 16.

Во время работы выпарной установки греющий пар поступает в змеевик, конденсируется там и отдает свое тепло через стенку змеевика раствору. Раствор в циркуляционной трубе 2 закипает и вместе с образовавшимся вторичным паром поднимается по циркуляционной трубе 2 в сепаратор 4. В сепараторе вторичный пар отделяется от раствора и поступает по трубе 5 в конденсатор-холодильник 6. Здесь он конденсируется и в виде конденсата собирается в сборнике 7 с мерной шкалой. Раствор из сепаратора 4 по кольцевому зазору между циркуляционной трубой 2 и стенкой греющей камеры опускается вниз и потом снова поступает в циркуляционную трубу, кипит там и повторяет свой цикл выпаривания. Таким образом, в камере достигается интенсивная циркуляция раствора.

Для конденсации вторичного пара и охлаждения конденсата первичного пара используют водопроводную воду.

3. Последовательность выполнения работы

1. Открыть кран 26 и подать воду в парогенератор 10 и включить его, когда давление греющего пара достигнет максимального значения ($5 \cdot 10^5 \text{ Па}$), парогенератор автоматически выключится, а когда снизится до минимума ($3,5 \cdot 10^5 \text{ Па}$) – включится.

2. Закрыть кран 17, включить вакуум-насос 14 и довести разрежение по показаниям вакуумметра до $0,5 \cdot 10^5 \text{ Па}$ (375 мм рт. ст.), а затем открыть кран 18 и заполнить греющую камеру 1 исходным раствором до метки ($V_n = 13 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3$).

3. Записать начальную концентрацию x_n раствора (по заданию преподавателя).

4. Замерить температуру исходного раствора t_n по термометру 22.

5. Открыть вентиль 20 на водопроводной сети и подать воду в змеевик конденсатора-холодильника 6 и в холодильник 12.

6. Открыть краны 19 и 25 и подать греющий пар в змеевик 3 греющей камеры. Когда польется струйка конденсата в сборник 13, записать время начала опыта и давление греющего пара $p_{\text{гр.п}}$ по манометру 24.

7. После прогрева установки, когда первые капли конденсата вторичного пара начнут поступать в сборник 7, закрыть кран 21

и записать количество времени, которое пошло на нагревание установки $\tau_{\text{нагр}}$, и количество дистиллята греющего пара, затраченного на нагревание $D_{\text{нагр}}$ по делениям сборника 13. Снять показания манометра 24 и вакуумметра 16.

8. На протяжении процесса выпаривания снимать через каждые 2 мин показания манометра 24 и вакуумметра 16.

9. Процесс выпаривания закончить, когда в сборнике 7 соберется 0,001–0,002 м³ конденсата вторичного пара W (по указанию преподавателя).

10. В конце процесса выключить парогенератор 10, снять последний раз показания манометра и вакуумметра, закрыть краны 19, 25 и 26, открыть кран 17, записать количество времени, которое пошло на выпаривание $\tau_{\text{вып}}$, и через 3 мин выключить вакуум-насос 14. Замерить точное количество собранного конденсата вторичного пара W и конденсата первичного пара, которое пошло по выпариванию $D_{\text{вып}}$. Закрыть вентиль 20 и открыть кран 21.

Результаты замеров занести в табл. 13.1, 13.2.

4. Проведение расчетов и анализ результатов

1. Рассчитать средние значения барометрического и вакууметрического давления и по ним определить абсолютные давления греющего пара $p_{\text{гр.п}} = (p_{\text{ман}} + 1) \cdot 9,81 \cdot 10^4$, Па, вторичного пара $p_{\text{вт.п}} = (760 - p_{\text{вак}}) \cdot 133,3$ Па. Затем с помощью табл. 10 приложения определить по значению $p_{\text{гр.п}}$ температуру греющего $t_{\text{гр.п}}$ и $p_{\text{вт.п}}$ – вторичного $t_{\text{вт.п}}$ пара.

2. Определить по табл. 6 приложения плотность начального раствора $\rho_{\text{р}_2}$ кг/м³, и рассчитать его массу $G_{\text{н}} = V_{\text{н}} \rho_{\text{р}}$, кг ($V_{\text{н}}$ – объем раствора, м³).

3. Рассчитать конечную концентрацию выпаренного раствора $x_{\text{к}}$ по формуле (13.4).

4. Определить по табл. 12 температуру кипения раствора $t_{\text{к.р}}$ при $x_{\text{н}}$ и температуру кипения чистого растворителя $t_{\text{к.ч}}$ при атмосферном давлении, а затем рассчитать температурную депрессию Δ'_t по формуле (13.18).

5. Рассчитать температурную депрессию Δ_t при рабочем давлении в аппарате $p_{\text{вт.п}}$ по формуле (13.19), где $r_{\text{вт.п}}$ находят по табл. 10.

6. Рассчитать с помощью уравнения (13.16) давление в среднем слое раствора $p_{\text{ср}}$, где $p_0 = p_{\text{вт.п}}$, а $H = 0,55$ м. Затем, используя табл. 10 приложения, определить температуру кипения воды в среднем слое

$t_{ср}$ при $p_{ср}$ и t_0 при $p_{вт.п.}$, а потом рассчитать гидростатическую депрессию $\Delta t_{гс}$ по формуле (13.17).

7. Рассчитать по формуле (13.20) температуру кипения раствора $t_{к.р.}$

8. Определить по табл. 10 температуру конденсации греющего пара $t_{гр.п.}$ при среднем значении давления греющего пара $p_{гр.п.}$

9. Рассчитать полезную разность температур $\Delta t_{пол}$ по зависимости (13.14).

10. Рассчитать теплоемкость начального раствора c_p по уравнению (13.9).

11. Определить по зависимости (13.8) теоретическое количество теплоты, которое пошло на нагревание раствора $Q_{нагр.т.}$

12. Рассчитать по формуле (13.10) теоретическое количество теплоты, затраченной на выпаривание $Q_{вып.т.}$

13. Определить теоретические потери теплоты $Q_{пот.т.}$ по зависимости (13.11).

14. Определить экономичность выпаривания по общему количеству греющего пара $D_{общ}$ с помощью формулы (13.12).

15. Рассчитать действительное количество теплоты, которое пошло на нагревание раствора:

$$Q_{нагр.д} = D_{нагр} r_{гр.п.}$$

и на выпаривание:

$$Q_{вып.д} = D_{вып} r_{гр.п.}$$

16. Определить действительные потери теплоты $Q_{пот.д.}$:

$$Q_{пот.д} = (Q_{нагр.д} + Q_{вып.д}) - (Q_{нагр.т} + Q_{вып.т}).$$

17. Рассчитать коэффициент теплопередачи при выпаривании раствора:

$$K_{вып} = \frac{Q_{вып.д}}{F \Delta t_{пол} \tau_{вып}},$$

где $F = 0,13 \text{ м}^2$.

18. Определить среднюю движущую силу при нагревании раствора от начальной температуры t_n до температуры кипения $t_{к.р.}$:

$$\Delta t_{нагр} = \frac{\Delta t_{\delta} - \Delta t_{м}}{\ln \frac{\Delta t_{\delta}}{\Delta t_{м}}},$$

где $\Delta t_{\delta} = t_{гр.п.} - t_n$; $\Delta t_{м} = t_{гр.п.} - t_{к.р.}$

19. Рассчитать коэффициент теплопередачи при нагревании раствора:

$$K_{\text{нагр}} = \frac{Q_{\text{нагр.д}}}{F \Delta t_{\text{нагр}} \tau_{\text{нагр}}}$$

5. Содержание отчета

Отчет о работе должен включать: цель работы; схему лабораторной установки и ее описание; основные расчетные зависимости; табл. 13.1 значений давления греющего и вторичного пара; табл. 13.2 опытных и расчетных величин; примеры расчета по пунктам 2–19; выводы.

Таблица 13.1

Показания манометра и вакуумметра

Название	Обозначения	Размерность	Номер замера				Среднее значение
			1	2	3	4	
Давление барометрическое (показания манометра)	$p_{\text{ман}}$	кгс/см ²					
Давление вакуумметрическое (показания вакуумметра)	$p_{\text{вак}}$	мм рт. ст.					

Таблица 13.2

Опытные и расчетные величины

Наименование	Обозначение	Размерность	Значение
Объем начального раствора	$V_{\text{н}}$	м ³	
Масса начального раствора	$G_{\text{н}}$	кг	
Концентрация раствора: начального конечного	$x_{\text{н}}$ $x_{\text{к}}$	% мас. % мас.	
Время проведения процесса: нагревания выпаривания общее	$\tau_{\text{нагр}}$ $\tau_{\text{вып}}$ $\tau_{\text{общ}}$	с с с	
Масса конденсата греющего пара, затраченного: на нагревание выпаривание общая	$D_{\text{нагр}}$ $D_{\text{вып}}$ $D_{\text{общ}}$	кг кг кг	
Масса конденсата вторичного пара	W	кг	
Абсолютное давление греющего пара	$p_{\text{гр.п}}$	Па	
Температура греющего пара	$t_{\text{гр.п}}$	°С	

Окончание табл. 13.2

Наименование	Обозначение	Размерность	Значение
Абсолютное давление вторичного пара	$p_{\text{вт.п}}$	Па	
Температура вторичного пара	$t_{\text{вт.п}}$	°С	
Коэффициент теплопередачи: при нагревании выпаривании	$K_{\text{нагр}}$ $K_{\text{вып}}$	Вт/м ² ·град	
Относительный расход греющего пара	d	кг/кг	
Температура исходного раствора	$t_{\text{н}}$	°С	

ВОПРОСЫ ДЛЯ ПОДГОТОВКИ И САМОКОНТРОЛЯ

1. Выпаривание. Назначение и технические методы выпаривания.
2. Материальный и тепловой балансы.
3. Расчет температуры кипения раствора.
4. Полезная и общая разность температур.
5. Удельный расход пара для одно- и многокорпусной выпарной установки.
6. Расчет коэффициентов теплопередачи при нагревании и кипении раствора.

Раздел V

МАССООБМЕННЫЕ ПРОЦЕССЫ

Массообменные процессы связаны с переходом компонентов из одной фазы в другую с целью их разделения. Движущей силой массообменных процессов является разность концентраций. Скорость процесса зависит от скорости перехода вещества из одной фазы в другую. Массообменные процессы обратимые, т. е. направление переноса компонентов смеси может меняться в зависимости от рабочих условий (давления, температуры) и свойств смеси. Перенос вещества прекращается при достижении состояния равновесия между фазами.

Процессы, в которых рассматривается переход вещества из одной фазы в другую, называются массопередачей. Массопередача – сложный процесс, он включает перенос вещества в одной фазе, перенос через поверхность раздела фаз и перенос вещества в другой фазе.

По аналогии с теплопередачей количество вещества, которое передается из одной фазы в другую, пропорционально поверхности раздела фаз, движущей силе и зависит от гидродинамических условий проведения процесса массопередачи. Аппараты, в которых происходят процессы массопередачи, называют массообменными.

Работа № 14

ПРОЦЕСС РЕКТИФИКАЦИИ ПРИ РАЗДЕЛЕНИИ БИНАРНОЙ СМЕСИ

Цель работы: изучить работу ректификационной установки; экспериментально определить и рассчитать основные рабочие характеристики колонны с колпачковыми тарелками.

1. Основные определения и теория процесса

Процесс ректификации широко используется в различных областях технологии (в производствах органического синтеза, полимеров, спирта, полупроводников и ряда других веществ высокой чистоты). При помощи ректификации жидкостные смеси разделяют на компоненты, имеющие различную температуру кипения при одинаковом давлении.

Суть процесса сводится к взаимодействию неравновесных жидкостной и паровой фаз, в результате чего паровая фаза обогащается низкокипящим компонентом (НКК), а жидкостная – высококипящим компонентом (ВКК).

Процесс ректификации проводят в тарельчатых, насадочных и других аппаратах. Схема ректификационной установки непрерывного действия представлена на рис. 14.1. Исходная смесь, нагретая до температуры кипения (или близкой к ней), подается на тарелку, называемую питающей. Часть колонны, находящейся выше питающей тарелки, носит название укрепляющей части колонны, часть колонны ниже питающей тарелки – исчерпывающей частью. В укрепляющей части происходит обогащение поднимающихся паров низкокипящим компонентом. Пар, выходящий сверху колонны, конденсируется в дефлегматоре, и жидкость делится на две части: одна часть (флегма) возвращается в верхнюю часть колонны, вторая – отводится как готовый продукт (дистилляты с высокой концентрацией НКК).

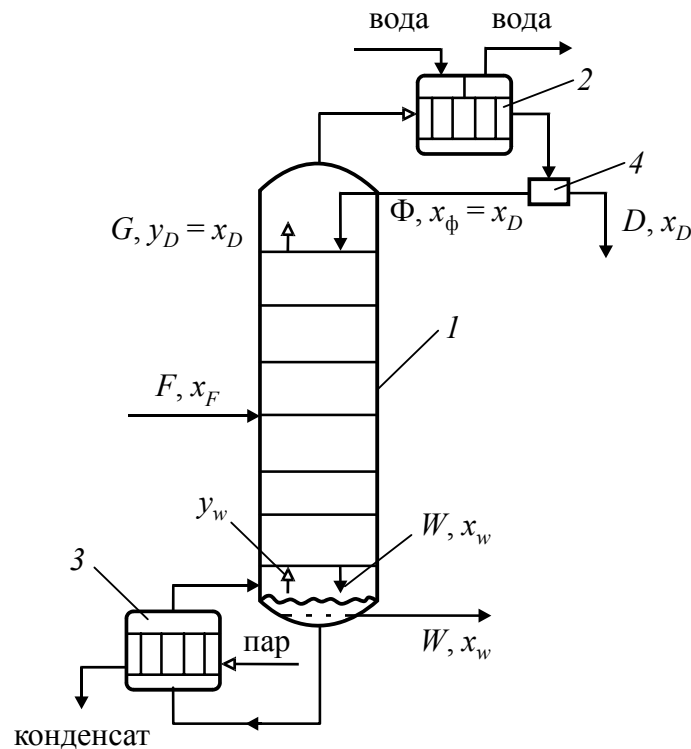


Рис. 14.1. Схема установки непрерывного действия:

1 – колонна; 2 – дефлегматор;

3 – кипятыльник; 4 – делитель жидкости

В исчерпывающей части (от питающей до нижней тарелки) в максимальной степени удаляется из жидкости НКК и жидкость ста-

новится близкой по составу к чистому высококипящему компоненту (ВКК).

Изменение концентраций при разделе жидкостных смесей в колонне описывается уравнением рабочих линий:

– для верхней (укрепляющей) части

$$y = \frac{R}{R+1}x + \frac{x_D}{R+1}; \quad (14.1)$$

– для нижней (исчерпывающей)

$$y = \frac{R+f}{R+1}x + \frac{1-f}{R+1}x_w, \quad (14.2)$$

где y , x – мольные доли НКК в паровой и жидкостной фазах соответственно; x_D , x_w – мольные доли НКК в дистилляте и кубовом остатке; $R = \frac{\Phi}{D}$ – флегмовое число, которое представляет собой отношение количества флегмы Φ к числу дистиллята D (моль/моль); f – соотношение количества исходной смеси F к количеству дистиллята D (моль/моль).

При выводе уравнений рабочих линий (14.1), (14.2) принято допущение [5], которое мало искажает фактические условия протекания процесса:

1) количество пара, которое поднимается вверх колонны, неизменно по высоте колонны;

2) исходная смесь подается в колонну нагретой до температуры кипения;

3) состав пара на выходе из колонны равен составу флегмы и составу дистиллята

$$y_D = x_D = x_\Phi, \quad (14.3)$$

а внизу колонны – составу кубового остатка

$$y_w = x_w \quad (14.4)$$

(индексы D , Φ , w , F – условные обозначения дистиллята, флегмы, кубового остатка и исходной смеси).

Положение рабочих линий на диаграмме $y - x$ для разделяемой смеси зависит от концентрации НКК x_w , x_F , x_D и флегмового числа R (рис. 14.2). Последнее может изменяться в пределах

$$R_{\min} < R < \infty. \quad (14.5)$$

При $R = R_{\min}$ рабочая линия прикасается к линии равновесия. В данном случае процесс не может произойти в реальной колонне,

поскольку нужна бесконечно большая площадь поверхности контакта фаз. При $R = \infty$ (количество отбираемого дистиллята равно нулю) рабочая линия совпадает с линией равных концентраций на диаграмме yx ($y = x$). Такой режим называют работой колонны «на себя». В этом случае разница между равновесной и рабочей концентрациями (движущая сила процесса) будет максимальной, а необходимая площадь поверхности контакта фаз – минимальной.

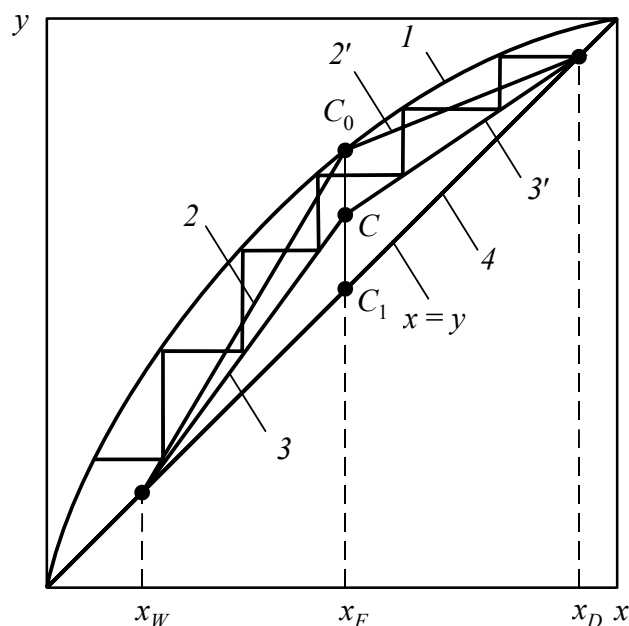


Рис. 14.2. Равновесная (1) и рабочие (2, 2', 3, 3', 4) линии

Устойчивая работа ректификационной колонны зависит от средней по поперечному сечению колонны скорости пара w . Для аппарата с известной площадью сечения S скорость пара можно определить из уравнения массового расхода

$$G_{\text{п}} = \rho_{\text{п}} w S. \quad (14.6)$$

Плотность пара $\rho_{\text{п}}$ рассчитывается по уравнению Клапейрона:

$$\rho_{\text{п}} = \rho_0 \frac{T_0 p}{T p_0} = \frac{M}{22,4} \frac{273 p}{(273 + t) p_0}, \quad (14.7)$$

где p , p_0 – давление в колонне и атмосферное давление при нормальных условиях*, Па; T – температура, К; M – молярная масса пара, кг/кмоль; t – температура, °С.

* При $T_0 \cong 273$ К и $p_0 = 760$ мм рт. ст. = $1,013 \cdot 10^5$ Па.

Мольную массу пара можно рассчитать по формуле

$$M = M_{\text{НКК}}y + M_{\text{ВКК}}(1 - y). \quad (14.8)$$

При проектировании тарельчатых ректификационных колонн максимально допустимую скорость пара определяют по эмпирическому выражению

$$w_{\text{max}} = 0,305C \sqrt{\frac{\rho_{\text{в}} - \rho_{\text{п}}}{\rho_{\text{п}}}}. \quad (14.9)$$

Коэффициент C в выражении (14.9) зависит от типа тарелки, нагрузок по фазам и физических свойств фаз [1, 5, 9]. Для колпачковых тарелок, которые используются на установке, коэффициент C можно принять равным 0,02–0,04.

Оптимальную скорость пара $w_{\text{опт}}$ в колонне принимают меньшей, чем w_{max} , например,

$$w_{\text{опт}} \approx 0,8 w_{\text{max}}. \quad (14.10)$$

Важным параметром, который характеризует работу тарельчатых колонн, является эффективность тарелки $E_{\text{т}}$: отношение фактического изменения концентраций в любой из фаз к движущей силе процесса при входе той же фазы на тарелку (эффективность по Мерффи):

$$E_{\text{т}} = \frac{y_{\text{вых}} - y_{\text{вх}}}{y^* - y_{\text{вх}}}, \quad (14.11)$$

где $y_{\text{вх}}$, $y_{\text{вых}}$, y^* – концентрации НКК в газовой фазе при входе на тарелку, выходе из тарелки и концентрация, равновесная с жидкостью, которая покидает тарелку, соответственно, кмоль/кмоль.

Если принять, что эффективность для всех тарелок по высоте колонны одинаковая, то можно записать следующее выражение:

$$E_{\text{т}} = \frac{n_{\text{т}}}{n_{\text{д}}}, \quad (14.12)$$

где $n_{\text{т}}$ – число теоретических тарелок, необходимое для нужного раздела фаз (при достижении равновесного состояния фаз на каждой тарелке, $E_{\text{т}} = 1$); $n_{\text{д}}$ – число действительных тарелок для данного раздела.

Число теоретических тарелок можно определить графическим построением ломаной линии (ступенек) между равновесной кривой и рабочих линий на диаграмме $y - x$ (рис. 14.2).

Расчет эффективности контактных тарелок на основе теории тепломассообмена представляет собой сложную задачу, которая до настоящего времени полностью не решена. Одной из причин является отсутствие надежных методов определения величины поверхности контакта фаз, которая зависит от физических свойств пара и жидкости, гидродинамики взаимодействия фаз, конструктивных параметров. Предложены различные эмпирические зависимости для расчета E_T .

Например, для колонн с колпачковыми тарелками [5]

$$E_T = 0,47(10^3 \mu_v \alpha)^{-0,245} \left(\frac{L}{G_{\Pi}} \right)^{0,3} 10^{0,3h}, \quad (14.13)$$

где μ_v – вязкость жидкости, Па · с; $\alpha = p_{\text{НКК}} / p_{\text{ВКК}}$ – относительная летучесть компонентов смеси, равна соотношению давлений пара чистых компонентов при одной и той же температуре L / G_{Π} – соотношение нагрузок по жидкой и паровой фазам в колонне, кг/кг; h – расстояние между тарелками, м;

При известных величинах n_T и E_T легко определить число действительных тарелок в колонне и ее высоту.

2. Описание лабораторной установки

Лабораторная установка (рис. 14.3) состоит из стеклянной колонны 1 диаметром 0,1 м, в которой расположены пять одноколпачковых тарелок 2, куба-испарителя 3 со змеевиком 4, дефлегматора 5 для конденсации пара НКК и парогенератора (на рис. 14.1 не указан). Для замеров температуры на верхней тарелке используется термометр 6, а для отбора пробы – электромагнитный клапан 7 с дистанционным управлением (ДУ) 8. Исходная смесь (спирт этиловый и вода) заливается в куб-испаритель через переливную трубу с помощью воронки 9. Уровень залитой смеси должен быть выше змеевика (змеевик полностью залит жидкостью). Греющий пар подается в змеевик через вентиль на паропроводе. Конденсат пара отводится в канализационную трубу. Сливание кубового остатка и отбор пробы из куба колонны производится с помощью крана 11, а отбор пробы дистиллята с помощью электромагнитного клапана 7. Подача воды для охлаждения пара регулируется вентилем 10.

Расстояние между тарелками 0,13 м, диаметр колпачка 0,06 м, его высота 0,08 м.

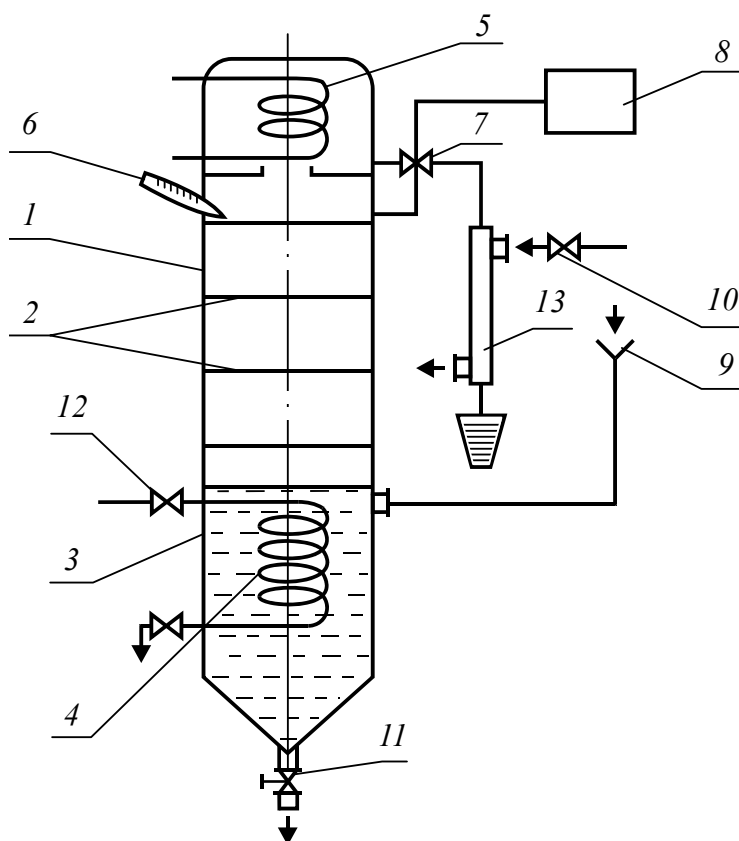


Рис. 14.3. Схема ректификационной установки:
 1 – колонна; 2 – тарелки; 3 – куб-испаритель;
 4 – змеевик; 5 – дефлегматор; 6 – термометр;
 7 – клапан; 8 – прибор ДУ; 9 – воронка;
 10, 12 – вентили; 11 – кран; 13 – пробоотборник

Куб колонны обогревается паром, поступающим из парогенератора. Дефлегматор охлаждается водопроводной водой.

Колонна работает в режиме «на себя», т. е. весь дистиллят возвращается на орошение колонны.

3. Последовательность выполнения работы

1. Подать воду в дефлегматор.

2. Подать греющий пар с помощью вентиля 12 в змеевик куба-испарителя (избыточное давление пара не должно быть больше $0,5 \cdot 10^5$ Па). Регулировать расход пара следует таким образом, чтобы он полностью конденсировался на поверхности змеевика.

3. После закипания смеси в кубе колонны необходимо наблюдать за созданием гидрозатворов на тарелках (стакан 5 на рис. 14.4 должен быть заполнен жидкостью).

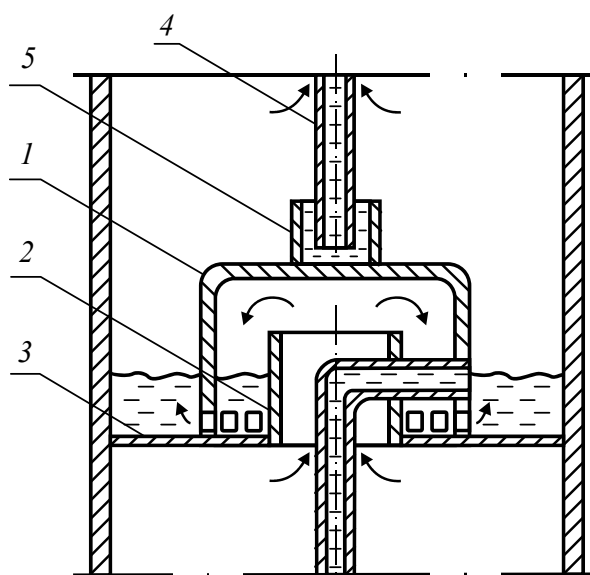


Рис. 14.4. Схема массообменной тарелки:
 1 – колпачок; 2 – патрубок;
 3 – полотно тарелки; 4 – переливная труба;
 5 – стакан для гидрозатвора

4. После прогрева колонны и заполнения гидрозатворов жидкостью (через 5–10 мин) определить производительность колонны по дистилляту. Для этого с помощью электромагнитного клапана взять $(10-40) \cdot 10^{-6} \text{ м}^3$ верхнего продукта (дистиллята). Принцип действия клапана следующий: при включении тумблера «Sit» (другие тумблеры включать запрещается) на пульте управления открывается клапан и дистиллят поступает в пробоотборник 13 (в колонну флегма при этом не поступает).

Время отбора фиксируется секундомером, который включается и выключается одновременно с включением и выключением тумблера «Sit».

5. Пробы с верхней тарелки и куба колонны необходимо анализировать на количество НКК по методике, которая приведена на стенде.

4. Проведение расчетов и анализ результатов

1. По данным рис. 4 и 5 приложения построить диаграммы $y - x$ и $t - x, y$.

2. Определить средний состав жидкости по формуле

$$x_{\text{cp}} = \frac{x_w + x_{\Phi}}{2}.$$

3. Рассчитать средние значения температуры пара $t_{\text{п}}$, плотности пара и мольную массу по формулам (14.7) и (14.8), приняв $x_{\text{ср}} = y_{\text{ср}}$.

4. Для $x_{\text{ср}}$ определить по табл. 14.1 плотность $\rho_{\text{в}}$ при $t_{\text{п}}$.

Таблица 14.1

Плотность этилового спирта и раствора в зависимости от температуры

Этиловый спирт	Плотность, кг/м ³					
	0°C	20°C	40°C	60°C	80°C	100°C
100%-ный	806	789	772	754	735	716
80%-ный	857	843	828	813	797	783
60%-ный	904	891	878	864	849	835
40%-ный	947	935	923	910	897	885
20%-ный	977	989	957	946	934	922

5. Рассчитать оптимальную скорость пара по выражению (14.10).

6. Определить действительную скорость пара $w_{\text{д}}$, для этого использовать экспериментальные значения замера производительности колонны по дистилляту, соотношение $G_{\text{п}} = \rho_{\text{в}}V$ и зависимость (14.6).

7. Определить графическим методом число теоретических тарелок.

8. Рассчитать эффективность тарелки через число теоретических и действительных тарелок в колонне по зависимости (14.12), а также по эмпирической зависимости (14.13).

9. Рассчитать среднеквадратическое отклонение.

5. Содержание отчета

Отчет о работе должен включать: цель и описание работы; схему лабораторной установки; расчеты основных параметров; графики и табл. 14.2 опытных и расчетных величин; выводы.

Таблица 14.2

Опытные и расчетные величины

Величина	Размерность	Значение
Давление нагревательных пары	Па (ат)	
Температура:		
снизу колонны $t_{\text{н}}$	°C	
сверху колонны $t_{\text{в}}$	°C	
Объем пробы для определения производительности колонны, $V_{\text{пр}}$	м ³ (мл)	
Время отбора пробы, τ	с	

Окончание табл. 14.2

Величина	Размерность	Значение
Концентрация спирта: в дистилляте x_D кубовом остатке x_w	моль/моль	
Производительность колонны по дистилляту, V	м ³ /с	
Скорость пара: оптимальная $w_{\text{опт}}$ действительная w_d	м/с м/с	
Эффективность тарелки по выражению: (14.12) (14.13)		

Вопросы для подготовки и самоконтроля

1. Суть процесса ректификации.
2. Какие допущения принимаются при расчете ректификационной колонны?
3. Схема ректификационной установки непрерывного действия.
4. Как строятся рабочие и равновесные линии на диаграмме x - y для непрерывного процесса ректификации.
5. Что такое флегмовое число?
6. Как рассчитать минимальное R_{min} и действительное R флегмовые числа?
7. Как строится диаграмма $t - x, y$?
8. Типы тарелок.

Работа № 15 ГИДРАВЛИЧЕСКОЕ СОПРОТИВЛЕНИЕ НАСАДОЧНЫХ И ТАРЕЛЬЧАТЫХ МАССООБМЕННЫХ КОЛОНН

Цель работы: экспериментально определить и рассчитать гидравлическое сопротивление массообменной тарелки и слоя насадки.

1. Основные определения и теория процесса

Массообменные процессы осуществляются в массообменных аппаратах (колоннах) разнообразных конструкций. В химической технологии наибольшее распространение получили насадочные и тарельчатые колонны.

Массообменные колонны представляют собой аппараты, как правило, круглого сечения, по высоте которых установлены контактные тарелки или пакеты насадок, что позволяет обеспечить образование как можно большей поверхности контакта фаз.

При проектировании и эксплуатации массообменных аппаратов в первую очередь принимают во внимание следующие показатели: а) производительность; б) гидравлическое сопротивление; в) эффективность; г) диапазон работы.

Гидравлическое сопротивление и скорость газа (пара) входят в основные показатели работы колонны, которые в значительной степени определяют возможности аппарата при реализации того или иного процесса.

Гидродинамика насадочных колонн. Насадочные колонны представляют собой колонны, которые по всей высоте заполнены насадкой (твердыми телами различной формы: кольца, кусковой материал и т. д.). Взаимодействие газа с жидкостью осуществляется в основном на смоченной поверхности насадки, по которой стекает орошающая жидкость. Чтобы обеспечить как можно большую поверхность контакта фаз, насадка должна иметь большую удельную поверхность a ($\text{м}^2/\text{м}^3$).

В насадочных колоннах потоки газа (пара) и жидкости взаимодействуют в противотоке. В зависимости от величины и соотношения нагрузок по фазам наблюдаются различные гидродинамические режимы. Эти режимы лучше всего определить с помощью зависимости гидравлического сопротивления насадки от скорости газа (пара), которая построена в логарифмических координатах.

При небольших нагрузках колонны по фазам гидравлическое сопротивление насадки пропорционально сопротивлению сухой насадки. Это так называемый пленочный режим. При дальнейшем увеличении скорости газа (пара) возрастает трение между фазами, начинается торможение жидкости и увеличивается ее количество в насадке. Такой режим называют режимом подвисяния. Сопротивление насадки в режиме подвисяния пропорционально скорости газа (пара) в степени 3–4. Интенсивность массопередачи в этом режиме значительно возрастает.

Дальнейшее увеличение скорости газа (пара) способствует еще более резкому увеличению сопротивления и количества задержанной жидкости в насадке, что приводит к захлебыванию колонны. Скорость газа (пара), при которой начинается режим захлебывания,

является верхней границей устойчивой работы колонны. Перед началом захлебывания начинается инверсия фаз и значительно интенсифицируется массообмен.

Сопротивление слоя сухой насадки $\Delta p_{\text{сух}}$ рассчитывают по известной формуле [1–6]

$$\Delta p_{\text{сух}} = \lambda \frac{H}{d_{\text{экв}}} \frac{\rho_{\text{г}} w_0^2}{2}, \quad (15.1)$$

где λ – коэффициент трения; H – высота насадки, м; $d_{\text{экв}} = 4\varepsilon / a$ – эквивалентный диаметр насадки, м, ε – свободный объем насадки, a – удельная поверхность насадки, $\text{м}^2/\text{м}^3$ (для насадки из колец Рашига размером $25 \times 25 \times 3$ мм $a \cong 200 \text{ м}^2/\text{м}^3$, $\varepsilon = 0,74$); $\rho_{\text{г}}$ – плотность газа, $\text{кг}/\text{м}^3$; w_0 – среднерасходная фиктивная скорость газа (пара), рассчитанная на полное сечение колонны, м/с.

Коэффициент трения λ в этом случае является некоторым эффективным коэффициентом, который учитывает потери давления как от трения газа о поверхность насадки, так и от изменения скорости и направления газового потока при его протекании по каналам между элементами насадки. Коэффициент λ зависит от режима движения газа и является функцией критерия $\text{Re}_{\text{г}}$. Критерий Рейнольдса для газа рассчитывают по действительной скорости газа w и эквивалентному диаметру насадки $d_{\text{экв}}$:

$$\text{Re}_{\text{г}} = \frac{w d_{\text{экв}} \rho_{\text{г}}}{\mu_{\text{г}}}, \quad (15.2)$$

где $\mu_{\text{г}}$ – вязкость газа, $\text{Па} \cdot \text{с}$.

Если учесть взаимосвязь действительной скорости w и фиктивной w_0 ,

$$w = \frac{w_0}{\varepsilon},$$

и то, что

$$d_{\text{экв}} = \frac{4\varepsilon}{a},$$

тогда

$$\text{Re}_{\text{г}} = \frac{w_0}{\varepsilon} \frac{4\varepsilon}{a} \frac{\rho_{\text{г}}}{\mu_{\text{г}}} = \frac{4w_0 \rho_{\text{г}}}{a \mu_{\text{г}}}. \quad (15.3)$$

При течении газа через насадку турбулизация начинается гораздо раньше, чем при движении по трубам. Ламинарный режим

существует, если $Re_r < 40$. Полностью развитый турбулентный режим наступает при $Re_r > 2000$.

Для кольцевой насадки, которая насыпана беспорядочно, коэффициент трения λ рассчитывают по следующим формулам:

– для ламинарного режима ($Re_r < 40$)

$$\lambda = \frac{140}{Re_r}; \quad (15.4)$$

– для турбулентного режима ($Re_r > 40$)

$$\lambda = \frac{16}{Re_r^{0,2}}. \quad (15.5)$$

Сопротивление орошаемой насадки Δp_{cp} , когда по поверхности насадки стекает жидкость, а газ (пар) поднимается вверх, больше, чем сухой, потому что уменьшается сечение для прохода газа, увеличивается относительная скорость газа, передается часть энергии от газа к жидкости, чтобы преодолеть силу тяжести, а также теряется энергия, обусловленная движением волн по поверхности пленки жидкости.

Достоверно учесть эти факторы трудно, поэтому сопротивление орошаемой насадки Δp_{op} определяют для пленочного режима с помощью простого уравнения, которое учитывает только влияние количества орошающей жидкости:

$$\Delta p_{op} = \Delta p_{сух} \cdot 10^{bU}, \quad (15.6)$$

где b – коэффициент, зависящий от типа насадки и приводится в справочной литературе (для колец Рашига размерам 25×25 мм

$b = 184$ с/м); $U = \frac{V_{ж}}{S_k}$ – плотность орошения, м/с, $V_{ж}$ – объемный

расход жидкости, м³/с, S_k – площадь сечения колонны, м².

Гидрадинамика тарельчатых колонн. Тарельчатые колонны представляют собой вертикальные колонны l , по высоте которых расположены горизонтальные на некотором расстоянии друг от друга тарелки (см. рис. на с. 149). Тарелки соединены между собой переливными устройствами (переливами) 4 , по которым жидкость стекает с одной тарелки на другую. Сверху переливное устройство имеет переливную планку 3 , для того чтобы на полотне тарелки образовался слой жидкости, а снизу – гидрозатвор 5 , чтобы газ не мог проходить по переливным устройствам.

В тарельчатых колоннах взаимодействие фаз осуществляется только на массообменной тарелке. Жидкость движется вдоль полотна тарелки, а газ проходит через слой жидкости снизу вверх. По высоте колонны осуществляется противоток фаз, а на тарелке – перекрестный ток.

На практике наибольшее распространение получили ситчатые, колпачковые и клапанные тарелки. При работе этих тарелок газ проходит через отверстия, а потом барботирует через слой жидкости на тарелке в виде пузырей. Поэтому эти тарелки еще называют барботажными.

Среди массообменных тарелок ситчатая имеет самую простую конструкцию и самую небольшую металлоемкость с приблизительно одинаковой, по сравнению с остальными тарелками, эффективностью. Тарелка представляет собой полотно с отверстиями диаметром 2–8 мм. Рабочей поверхностью тарелки является ее площадь без площади верхнего и нижнего переливов. Соотношение между суммарной площадью отверстий и рабочей площадью сечения колонны называют долей свободного (живого) сечения тарелки φ . Она может меняться от 0,03 до 0,15 м²/м².

В зависимости от скорости газа на ситчатой тарелке наблюдаются различные гидродинамические режимы.

При малых приведенных скоростях (скорость газа, которая рассчитана на рабочее сечение тарелки) газ барботирует в виде отдельных пузырей, которые с повышением его скорости сливаются в сплошной поток. Газовый поток на некотором расстоянии от места истечения разрушается и переходит в поток пузырей, образующих пену ячеисто-пленочной структуры. При выходе пузырей газа из газожидкостного слоя и разрушении их оболочек образуются брызги (капли жидкости), которые подбрасываются газом на разную высоту в зависимости от их размера и скорости газа. Такой режим работы тарелки называют пенным или равномерным.

Когда скорость газа достигает величины около 1 м/с при атмосферном давлении, структура пены изменяется: длина газовых факелов увеличивается и достигает поверхности слоя, пена разрушается, а газ выбрасывает из слоя струи жидкости. Начинается режим газовых струй.

При еще больших скоростях газа наблюдается инжекторный режим: почти вся жидкость захватывается газовыми потоками и выносятся из слоя в виде капель.

Переход от одного режима к другому на ситчатой тарелке можно рассчитать с помощью уравнения для определения критической приведенной скорости газа:

$$w_{кр} = Aq^m h_{пер}^n d_0^p \varphi^r, \quad (15.7)$$

где $q = \frac{V_{ж}}{\Pi}$ – плотность орошения, м²/с, Π – периметр переливной планки, м; $h_{пер}$ – высота переливной планки, м, d_0 – диаметр отверстия, м; $\varphi = \frac{f_{от}}{f_{тар}}$ – доля живого сечения тарелки, $f_{от}$ – площадь сечения всех отверстий, м², $f_{тар}$ – рабочая (кроме площади переливов) площадь тарелки, м².

Коэффициенты в формуле (15.7) для системы вода – воздух имеют следующие значения (табл. 15.1).

Таблица 15.1

Расчетные коэффициенты для выражения (15.7)

Граница перехода режимов	A	m	n	p	r
Равномерный	0,28	-0,07	-0,23	-0,11	0,33
Газовых струй	1,25	0,12	0,13	-0,37	0,26
Инжекторный	1,49	0,09	0,15	-0,31	0,2

Гидравлическое сопротивление барботажных тарелок с переливными устройствами обычно рассчитывают по уравнению следующего вида:

$$\Delta p_{ор} = \Delta p_{сух} + \Delta p_{г-ж} + \Delta p_{\sigma}, \quad (15.8)$$

где $\Delta p_{ор}$ – общее сопротивление орошаемой тарелки, Па; $\Delta p_{сух}$ – сопротивление сухой (неорошаемой) тарелки, Па; $\Delta p_{г-ж}$ – сопротивление газожидкостного слоя, Па; Δp_{σ} – сопротивление, обусловленное поверхностным натяжением, Па.

Сопротивление сухой тарелки рассчитывают по обычной формуле для местных сопротивлений:

$$\Delta p_{сух} = \xi \frac{\rho_{г} w_{г}^2}{2}, \quad (15.9)$$

где ξ – коэффициент гидравлического сопротивления тарелки; $\rho_{г}$ – плотность газа, кг/м³; $w_{г}$ – скорость газа в отверстиях тарелки, м/с.

Коэффициент гидравлического сопротивления для ситчатой тарелки зависит от доли живого сечения тарелки φ , диаметра от-

верстий d_0 и расстояния между ними t . Его можно рассчитать по следующей формуле:

$$\xi = K_1 \left[0,4(1,25 - \varphi) + (1 - \varphi)^2 + 4\lambda \left(\frac{t}{d_0} \right) \right], \quad (15.10)$$

где K_1 – коэффициент, который зависит от соотношения $\frac{t}{d_0}$ (t – шаг между отверстиями, d_0 – диаметр отверстия в полотне тарелки, м), определяется опытным путем и приводится в справочной литературе; λ – коэффициент трения, который зависит от режима течения газа.

Соппротивление, обусловленное силами поверхностного натяжения, рассчитывается по формуле

$$\Delta p_\sigma = \frac{4\sigma}{d_0}, \quad (15.11)$$

где σ – поверхностное натяжение жидкости, Н/м;

Соппротивление газожидкостного слоя принимают равным статическому давлению слоя:

$$\Delta p_{г-ж} = \rho_{ж} g h_0, \quad (15.12)$$

где $\rho_{ж}$ – плотность жидкости, кг/м³; h_0 – высота светлого слоя жидкости на тарелке, м.

2. Описание установки

Лабораторная установка (рисунок) включает насадочную и тарельчатую колонны диаметром $D = 0,2$ м. Тарельчатая колонна 1 состоит из ситчатых тарелок 2, переливных планок 3, переливов 4 и гидрозатворов 5. Ситчатая тарелка имеет живое сечение $\varphi = 0,046$ и диаметр отверстий $d_0 = 3 \cdot 10^{-3}$ м. Высота переливной планки $h = 0,03$ м.

Насадочная колонна 6 заполнена керамическими кольцами Рашига размерам $25 \times 25 \times 3$ мм, высота слоя насадки $H = 1$ м. Для равномерного распределения воды по насадке установлено орошающее устройство 7. Для определения гидравлического соппротивления тарелки служит дифманометр 19, а для насадки – дифманометр 18. Орошение колонн осуществляется водой, которая из емкости 8 подается насосом 9. Расход воды измеряется ротаметром 10 и регулируется вентилем 11 для насадочной и 12 – для тарельчатой колонн.

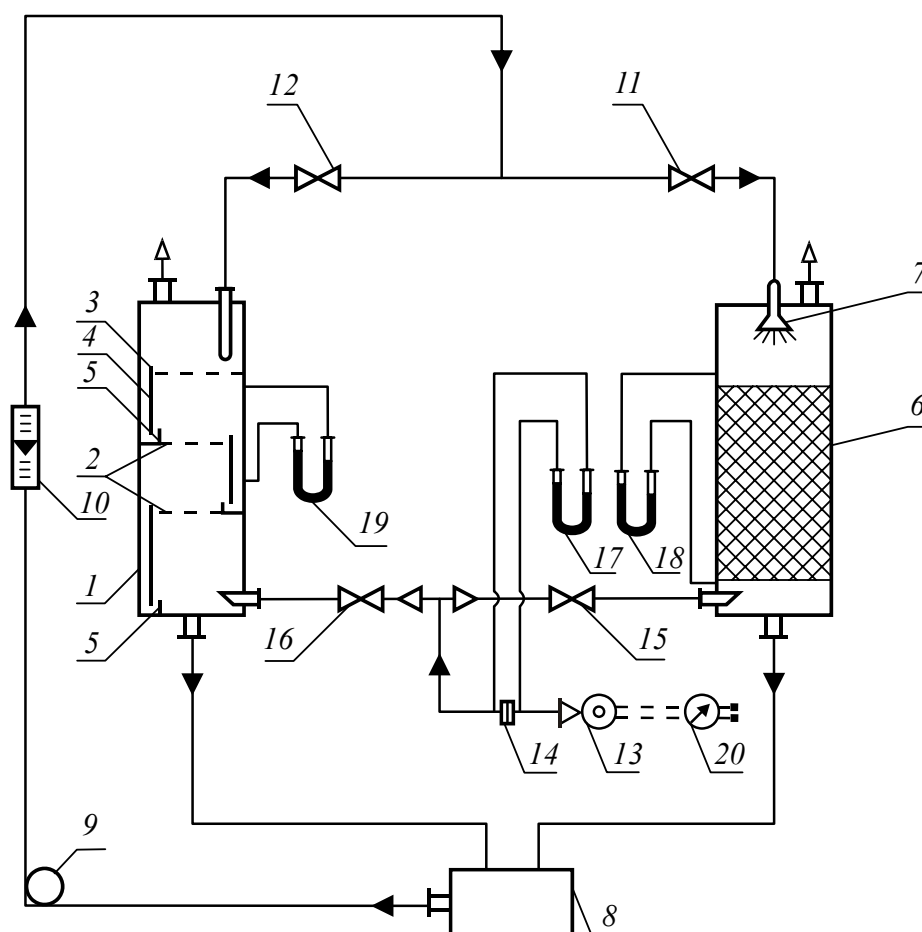


Схема лабораторной установки:

- 1 – тарельчатая колонна; 2 – ситчатые тарелки;
 3 – переливная планка; 4 – перелив; 5 – гидрозатвор;
 6 – насадочная колонна; 7 – орошающее устройство;
 8 – емкость; 9 – насос; 10 – ротаметр; 11, 12, 15, 16 – вентили;
 13 – вентилятор; 14 – диафрагма; 17–19 – дифманометры; 20 – ЛАТР

В качестве газовой фазы используется воздух, который подается из помещения вентилятором 13 в нижнюю часть колонн. Расход воздуха регулируется ЛАТРОм 20 и измеряется диафрагмой 14 и дифманометром 17. Вентили 15 и 16 служат для подачи воздуха в насадочную или тарельчатую колонны.

3. Последовательность выполнения работы

Исследования необходимо проводить сначала на одной колонне, а затем на другой. Вначале определяют изменение гидравлического сопротивления в зависимости от скорости воздуха сухой, а затем – орошаемой колонны.

1. Подготовить к работе насадочную (или тарельчатую) колонну. Для этого закрыть вентиль 16 и открыть – 15 (закрыть 15 и открыть 16 для тарельчатой). Ручку ЛАТРа 20 повернуть против часовой стрелки до упора. Вентили 12 и 11 закрыть.

2. Подать напряжение на установку. Включить вентилятор 13, ручку ЛАТРа 20 поворачивать медленно по часовой стрелке и установить самостоятельно выбранный расход воздуха V_B по дифманометру 17 и тарифовочному графику для диафрагмы (около 20 мм вод. ст.).

3. Замерить гидравлическое сопротивление сухой насадки (тарелки) по дифманометру 18 (19 для тарелки) $\Delta p_{\text{сух}}^{\text{д}}$. Увеличить расход воздуха (на 10 мм вод. ст.) и снова замерить $\Delta p_{\text{сух}}^{\text{д}}$. Таким образом, получить не менее 5 значений гидравлического сопротивления сухой насадки (тарелки).

4. После последнего замера $\Delta p_{\text{сух}}^{\text{д}}$ включить насос 9 и открыть вентиль 11 (12 для тарельчатой колонны), с его помощью установить заданный преподавателем (или самостоятельно) расход воды $V_{\text{ж}}$ по ротаметру 10 и тарифовочному графику для ротаметра. Подкорректировать последний расход воздуха и замерить гидравлическое сопротивление орошаемой насадки (тарелки) $\Delta p_{\text{ор}}^{\text{д}}$. Уменьшая расход воздуха на 10 мм вод. ст., замерить около 5 значений гидравлического сопротивления орошаемой насадки (тарелки) $\Delta p_{\text{ор}}^{\text{д}}$.

5. Выключить насос 9 и медленно вывести ручку ЛАТРа 20 против часовой стрелки до упора. Выключить вентилятор 13. Закрыть вентиль 11 (12).

Записать температуру воздуха t_B в помещении.

Все замеренные данные занести в табл. 15.2.

4. Проведение расчетов и анализ результатов

С помощью тарифовочных графиков диафрагмы и ротаметра, которые находятся на установке, определить и записать в таблицу расходы воздуха и воды.

Насадочная колонна

Рассчитать:

1) площадь сечения колонны

$$S_{\text{к}} = \frac{\pi D^2}{4};$$

2) фиктивную скорость воздуха для каждого расхода

$$w_0 = \frac{V_B}{S_K};$$

3) плотность воздуха

$$\rho_r = \rho_0 \frac{273}{273 + t_B};$$

4) критерий Рейнольдса для воздуха по формуле (15.3), где μ_r определить по табл. 3 приложения;

5) коэффициент трения λ по формуле (15.4) или (15.5);

6) эквивалентный диаметр насадки

$$d_3 = \frac{4\varepsilon}{a};$$

7) сопротивление сухой насадки $\Delta p_{\text{сух}}$ по формуле (15.1);

8) плотность орошения

$$U = \frac{V_{\text{ж}}}{S_K};$$

9) сопротивление орошаемой насадки $\Delta p_{\text{ор}}$ по формуле (15.6).

Тарельчатая колонна

Рассчитать:

1) площадь сечения колонны

$$S_K = \frac{\pi D^2}{4};$$

2) фиктивную скорость для каждого расхода воздуха

$$w_0 = \frac{V_B}{S_K};$$

3) скорость воздуха в отверстиях

$$w_r = \frac{w_0}{\varphi};$$

4) плотность воздуха

$$\rho_r = \rho_0 \frac{273}{273 + t_B};$$

5) гидравлическое сопротивление сухой тарелки

$$\Delta p_{\text{сух}} = 1,82 \frac{\rho_r w_r^2}{2};$$

ВОПРОСЫ ДЛЯ ПОДГОТОВКИ И САМОКОНТРОЛЯ

1. Режимы работы ситчатой тарелки.
2. Гидравлическое сопротивление сухой тарелки.
3. Гидравлическое сопротивление орошаемой тарелки.
4. Строение и принцип действия тарельчатой колонны.
5. Режимы работы насадочной колонны.
6. Гидравлическое сопротивление сухой насадки.
7. Гидравлическое сопротивление орошаемой насадки.
8. Строение и принцип действия насадочной колонны.

Работа № 16 ЭФФЕКТИВНОСТЬ МАССООБМЕНА ПРИ АБСОРБЦИИ В НАСАДОЧНЫХ И ТАРЕЛЬЧАТЫХ АППАРАТАХ

Цель работы: изучить процесс физической абсорбции в колонных аппаратах; определить эффективность тарелки при абсорбции CO_2 водой; рассчитать коэффициент массопередачи, число и высоту единицы переноса для насадочной колонны.

1. Основные определения и теория процесса

Абсорбция – процесс поглощения газа или пара жидкостью (абсорбентом). При абсорбции обычно поглощается один или несколько компонентов из газовой смеси. Компоненты, которые не поглощаются, называются инертными газами.

Различают физическую абсорбцию и хемосорбцию [5–7]. При физической абсорбции поглощение жидкостью одного из компонентов происходит до тех пор, пока его парциальное давление в газовой фазе выше за равновесное над раствором. При хемосорбции абсорбируемый компонент взаимодействует с жидкой фазой и образует химическое соединение.

Процесс абсорбции осуществляется в аппаратах – абсорберах, среди которых наиболее распространены абсорберы колонного типа – насадочные и тарельчатые.

Основные размеры абсорбера (диаметр, высота, число тарелок) рассчитываются исходя из условий работы: производительности, необходимой степени поглощения компонента из газа и т. д.,

а также данных по статике и кинетике процесса. Статика абсорбции рассматривает вопросы равновесия между жидкостной и газовой фазами, она определяется термодинамическими свойствами компонента и поглотителя, их составом и зависит от температуры и давления. Для описания равновесия между жидкостью и газом в разбавленных реальных растворах, которые по своим свойствам приближаются к идеальным, при невысоком давлении используется закон Генри:

$$p^* = Kx, \quad (16.1)$$

где p^* – парциальное давление газа над раствором при условиях равновесия, Па; K – коэффициент растворимости (коэффициент Генри), который зависит от температуры, свойств растворенного газа и жидкости, Па; x – мольная доля газа в растворе, который поглощается.

Закон Генри можно использовать для плохо растворимых газов, т. е. он справедлив и для случая поглощения CO_2 водой. Исходя из закона Дальтона, выражение для расчета равновесия между газовой и жидкой фазами можно записать как

$$y^* = \frac{K}{p}x, \quad (16.2)$$

где p – общее давление, Па.

Кинетика абсорбции, т. е. скорость процесса массообмена, определяется движущей силой процесса (степенью отклонения системы от равновесного состояния), свойствами фаз, а также способом контакта фаз (конструкцией абсорбера и гидродинамическим режимом).

Движущую силу можно рассчитать графически, если построить равновесную и рабочую линии (рис. 16.1). Для процессов абсорбции при концентрации компонента в фазах ниже 5–10% (как раз для нашего случая) и противоточном взаимодействии фаз рабочую линию в координатах $y - x$ можно принимать в виде прямой AB [5] с координатами x_k, y_n и x_n, y_k (y_n, y_k, x_n, x_k – концентрации компонента на входе и выходе из аппарата в газовой (y) и жидкостной (x) фазах).

К основным величинам, необходимым для расчета абсорбера, относятся: расход жидкости L , диаметр аппарата D , высота абсорбера H и его гидравлическое сопротивление Δp .

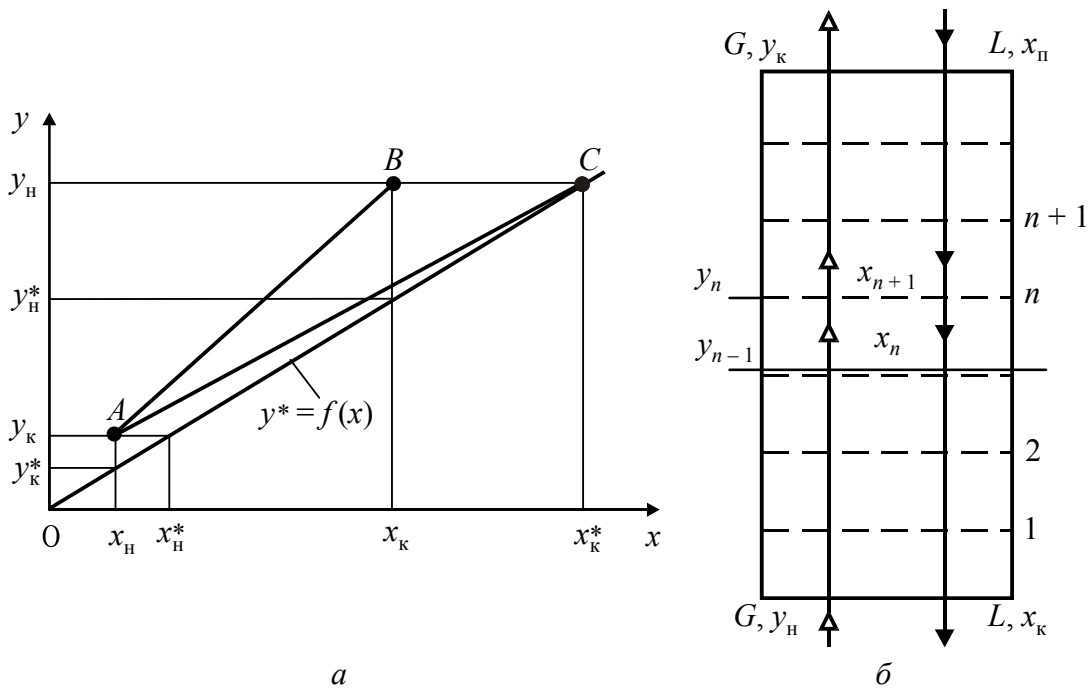


Рис. 16.1. Построение равновесной OC и рабочей AB линий (a) и схема потоков и концентраций фаз (b)

Расход жидкости можно определить исходя из уравнения материального баланса:

$$M = G (y_H - y_K) = L (x_K - x_H), \quad (16.3)$$

где G, L – расходы газа и жидкости соответственно.

Обычно значения y_H, y_K, x_H , а также расход газа G известны. Чтобы определить L и x_K , принимают x_K^* (точку пересечения $y_H = \text{const}$ и равновесной линии). После соединения точек A и C уравнение (16.3) запишется при минимальном расходе (L_{\min}) жидкости в виде

$$G(y_H - y_K) = L_{\min}(x_K^* - x_H). \quad (16.4)$$

Определив L_{\min} и приняв $L \cong (1,1-1,3) L_{\min}$, из уравнения (16.3) рассчитывают x_K .

Движущая сила, выраженная через концентрации компонента в газовой фазе, будет определяться как разность $\Delta y_H = y_H - y_H^*$ на входе газа в аппарат и $\Delta y_K = y_K - y_K^*$ – на выходе. Аналогично выражается движущая сила через концентрацию этого компонента в жидкостной фазе: $\Delta x_H = x_H^* - x_H$, $\Delta x_K = x_K^* - x_K$, где $y_H^*, y_K^*, x_H^*, x_K^*$ – концентрации компонента, равновесного с концентрацией компонента в газовой и жидкостной фазах на входе в абсорбер и на выходе из него соответственно, кмоль/кмоль.

Значения Δx и Δy меняются по высоте аппарата (рис. 16.1, а), поэтому в расчетах, если рабочая и равновесная линии прямые, используются среднелогарифмические значения:

$$\Delta y_{\text{cp}} = \frac{\Delta y_{\text{H}} - \Delta y_{\text{K}}}{\ln \frac{\Delta y_{\text{H}}}{\Delta y_{\text{K}}}}; \quad (16.5)$$

$$\Delta x_{\text{cp}} = \frac{\Delta x_{\text{K}} - \Delta x_{\text{H}}}{\ln \frac{\Delta x_{\text{K}}}{\Delta x_{\text{H}}}}. \quad (16.6)$$

Расчет абсорберов проводят разными методами. Абсорбер можно рассчитать по основному уравнению массопередачи:

$$M = K_{\text{r}} F \Delta y_{\text{cp}} \quad (16.7)$$

или

$$M = K_{\text{ж}} F \Delta x_{\text{cp}}, \quad (16.8)$$

где K_{r} , $K_{\text{ж}}$ – поверхностные коэффициенты массопередачи, рассчитанные по газовой или жидкой фазам соответственно, кмоль/(м²·с); F – поверхность контакта фаз, м².

Однако часто значение F трудно определить, поэтому в расчетах используют объемный коэффициент массопередачи, который отнесен к объему зоны контакта. В таком случае F заменяют на aV , где a – удельная поверхность контакта, м²/м³; V – объем зоны контакта, м³. Тогда выражения (16.7) и (16.8) принимают вид

$$M = K_{V_{\text{r}}} V \Delta y_{\text{cp}}; \quad (16.9)$$

$$M = K_{V_{\text{ж}}} V \Delta x_{\text{cp}}, \quad (16.10)$$

где $K_{V_{\text{r}}} = K_{\text{r}} a$; $K_{V_{\text{ж}}} = K_{\text{ж}} a$ – объемные коэффициенты массопередачи, кмоль/(м³·с).

В инженерной практике также используется метод расчета абсорберов по числу и высоте единиц переноса. Число единиц переноса представляет собой отношение изменения рабочих концентраций при средней движущей силе и выражается следующими зависимостями:

– для газовой фазы

$$m_y = \frac{y_{\text{H}} - y_{\text{K}}}{\Delta y_{\text{cp}}}; \quad (16.11)$$

– жидкой фазы

$$m_x = \frac{x_k - x_H}{\Delta x_{cp}}. \quad (16.12)$$

Единицу переноса можно рассматривать как элемент абсорбера, в котором изменение рабочей концентрации в одной из фаз равно средней движущей силе. Высота единицы переноса, или высота зоны контакта, эквивалентная одной единице переноса, определяется из выражений:

– для газовой фазы

$$h_y = \frac{G}{SK_{V_r}}; \quad (16.13)$$

– жидкой фазы

$$h_x = \frac{L}{SK_{V_j}}, \quad (16.14)$$

где S – площадь сечения аппарата, m^2 .

Если знать число и высоту единиц переноса, можно найти высоту рабочей зоны абсорбера:

$$H = h_y m_y, \quad \text{или} \quad H = h_x m_x. \quad (16.15)$$

Приведенные методы используются для расчета абсорберов с непрерывным контактом фаз (например, насадочных, пленочных), а для аппаратов со ступеньчатым взаимодействием фаз они усложнены тем, что наряду с неизвестной поверхностью контакта неизвестен также и объем, в котором взаимодействуют фазы. В этом случае расчет аппарата можно выполнить через эффективность контакта E на тарелках, которая рассчитывается для n -й тарелки по формуле

$$E_r = \frac{y_{n-1} - y_n}{y_{n-1} - y^*} \quad (16.16)$$

или

$$E_j = \frac{x_n - x_{n+1}}{x^* - x_{n+1}}, \quad (16.17)$$

где E_r и E_j – эффективность (коэффициент полезного действия), согласно Мерфри, соответственно по газовой и жидкой фазам; y^* , x^* – концентрация компонента в газе (жидкости), равновесная с

концентрацией жидкости (газа), которая покидает тарелку, кмоль/кмоль.

При $E_T = 1$ или $E_{ж} = 1$ тарелку называют теоретической. В этом случае достигается равновесие потоков жидкости и газа, которые покидают тарелку. В действительности эффективность контактной степени, как правило, меньше единицы ($E < 1$) из-за влияния различных факторов (продольного перемешивания жидкости на тарелке, уноса капель и т. д.).

Число тарелок в аппарате может рассчитываться аналитически (последовательно определяют концентрацию компонента в потоках от тарелки к тарелке, чтобы достичь необходимой степени поглощения компонента жидкостью) или графически (строится ломаная линия между равновесной и рабочей линиями). В обоих случаях должна быть известна эффективность каждой ступени контакта фаз (тарелки).

2. Описание установки

Лабораторная установка (рис. 16.2) включает два параллельно действующих абсорбера: тарельчатый 1 и насадочный 2 диаметром $D = 0,2$ м.

Тарельчатый абсорбер представляет собой цилиндрическую колонну 1 с горизонтально расположенными ситчатыми тарелками 3. Жидкость (вода) подается из емкости 12 насосом 11 в бачок 19, а из бачка – в колонну 1 на верхнюю тарелку. Расход воды регулируется вентилем 13 и замеряется ротаметром 7 (кран 14 должен быть закрытым). Для перелива воды из тарелки на нижерасположенную тарелку используется сливное устройство 8, а для отвода воды из колонны – кран 18.

Насадочный абсорбер отличается от тарельчатого тем, что цилиндрическая колонна 2 заполнена насадкой (кольца Рашига размером $25 \times 25 \times 3$ мм) на высоту 1 м, которая укладывается на опорную решетку 20. Для равномерного распределения воды установлено орошающее устройство 21. Вода подается в насадочный абсорбер, так же как и в тарельчатый, только расход воды регулируется вентилем 14 (вентиль 13 закрыт).

Процесс абсорбции проводится в двух колоннах. При этом компонентом, поглощаемым водой, является двуокись углерода (CO_2), которая подается из баллона 22 и смешивается с воздухом. Расход определяется с помощью ротаметра 9, а воздуха, который подается вентилятором 23, – с помощью диафрагмы 5. Расход газо-

3. После выхода работы колонны на режим открыть вентиль на баллоне 22 с CO_2 и редукторным вентилем установить расход CO_2 таким, чтобы его концентрация в воздухе была приблизительно равной 3–4 моль. % (по газоанализатору или путем расчета).

4. Через 2–3 мин работы абсорбера взять на анализ снизу колонны (через кран 17) жидкость и определить концентрацию CO_2 (методика проведения анализа указана на стенде).

5. После окончания опыта отключить колонну в следующей последовательности: сначала закрыть подачу CO_2 , затем воду и потом воздух.

Тарельчатая колонна

Порядок проведения опытов такой же, как и для насадочной колонны, за исключением рабочих нагрузок на жидкость, устанавливаемых по указанию преподавателя. Расход газа должен соответствовать пенному режиму взаимодействия фаз. Заслонка 16 и вентиль 13 должны быть открытыми, а заслонка 15 и вентиль 14 – закрытыми. Пробы жидкости для анализа взять снизу колонны через кран 18.

4. Проведение расчетов и анализ результатов

Насадочная колонна

1. В координатах $y - x$ построить равновесную линию процесса абсорции CO_2 водой по уравнению (16.2) (температура комнатная, давление атмосферное, коэффициент Генри определяют по табл. 11 приложения).

2. Определить концентрацию CO_2 в жидкости на выходе ее из колонны (x_k). Принять $x_n = 0$ и из уравнения материального баланса (16.3) найти y_k . Через точки с координатами x_k, y_n и x_n, y_k провести прямую (рабочую) линию.

3. Рассчитать среднюю движущую силу процесса по формулам (16.5), (16.6).

4. Определить объемный коэффициент массопередачи по формуле (16.9) или (16.10), высоту зоны контакта, эквивалентную единице переноса, – по выражению (16.13) либо (16.14), число единиц переноса, – по выражению (16.11) или (16.12) и высоту рабочей зоны абсорбера.

Тарельчатая колонна

1. Определить концентрацию CO_2 в жидкости на выходе из нижней тарелки (x_k) и по формуле (16.3) рассчитать концентрацию CO_2 в газовой фазе (y_k), (принять $x_n = 0$).

2. Через точки с координатами x_k, y_n и x_n, y_k провести рабочую линию (на том же рисунке, который выполнен при расчете насадочной колонны).

3. По формуле (16.16) или (16.17) рассчитать эффективность тарелки. Равновесную концентрацию определить по формуле (16.2).

5. Содержание отчета

Отчет о работе должен включать: цель и описание работы; схему лабораторной установки и ее описание; расчеты для насадочной и тарельчатой колонн; графики равновесной и рабочей линий; таблицу опытных и расчетных величин (приведена ниже); выводы.

Опытные и расчетные величины

Расход, м ³ /с			Концентрация CO ₂				Температура взаимодействия фаз	Замечание
жидкости L	воздуха G	CO ₂	в жидкости		в воздухе			
			x_n	x_k	y_n	y_k		
Насадочная колонна								
Тарельчатая колонна								

Вопросы для подготовки и самоконтроля

1. Равновесие при абсорбции. Закон Генри.
2. Материальный баланс. Построение рабочей линии.
3. Расчет расхода абсорбента, его минимальное и оптимальное значение.
4. Расчет средней движущей силы.
5. Методы расчета абсорбера.
6. Абсорберы, их классификация.

Работа № 17 ДИНАМИКА АДСОРБЦИИ

Цель работы: изучить устройство и принцип работы адсорбционной установки периодического действия с неподвижным слоем адсорбента; определить длину зоны массопередачи и объемный коэффициент массопередачи.

1. Основные определения и теория процесса

Адсорбция – это процесс избирательного поглощения компонента (адсорбата) из газовой или жидкой смеси твердым поглотителем, который называется адсорбентом. Адсорбцию используют в производстве для очистки и сушки газов, очистки и осветления растворов, а также для разделения газов и паров (например, при поглощении летучих растворителей из смеси с воздухом или другими газами (при рекуперации летучих растворителей, для очистки аммиака перед контактным аппаратом, сушки природного газа, при поглощении ароматических углеводородов из коксового газа, в производстве пластических масс, в нефтехимии, а также для улучшения качества сырья и продуктов).

Адсорбция по сравнению с другими массообменными процессами наиболее эффективна в том случае, когда имеют место малые концентрации поглощаемого компонента в исходной смеси. В производственной практике в качестве адсорбентов могут использоваться любые пористые твердые вещества с большой удельной поверхностью. Но наиболее распространены активированный уголь, силикагель, цеолиты. В зависимости от размеров пор адсорбенты подразделяются на три основных структурных типа: макропористые (диаметр пор $d_p > 2 \cdot 10^{-4}$ мм), переходно-пористые ($d_p \cong 6 \cdot 10^{-6} - 2 \cdot 10^{-4}$ мм) и микропористые ($d_p < 6 \cdot 10^{-6}$ мм). Процесс адсорбции может проводиться периодически или непрерывно в неподвижном, подвижном или псевдооживленном слое адсорбента. Равновесное состояние между адсорбентом и окружающей смесью компонентов при определенной температуре характеризуется следующей зависимостью, которая называется изотермой адсорбции:

$$x^* = f(y), \quad (17.1)$$

где x^* – концентрация адсорбтива в твердой фазе, кг/кг тв. ф.; y – концентрация адсорбтива в газовой фазе, кг/кг газ. ф.

Изотермы адсорбции для большинства важных для производства процессов имеют выпуклость в сторону оси ординат, т. е. $\frac{x^*}{y} > 1$.

В этом наиболее важном и распространенном случае процесс массопередачи идет в некоторой ограниченной по длине L_0 области адсорбционного аппарата, которая передвигается по слою адсорбента с постоянной скоростью и которую называют стационарным фронтом адсорбции, зоной массопередачи или слоем,

который действует. Такой режим работы адсорбционного аппарата носит название режима параллельного переноса фронта адсорбции.

Границы зоны массопередачи можно определить так, как показано на рис. 17.1 (y_0 – концентрация адсорбтива в газовом потоке, который поступает в адсорбер, кг/кг).

Фронт адсорбции (кривая $y = f(L)$) перемещается параллельно с постоянной скоростью U .

Если измерять концентрацию адсорбтива в потоке, выходящем из слоя с течением времени, то можно получить зависимость, которую называют выходной кривой адсорбции (рис. 17.2).

Как видно из рис. 17.1 и 17.2, границы зоны массопередачи охватывают 90% изменения концентрации газа (от $0,05y_0$ до $0,95y_0$).

Наиболее часто таким образом задают пределы фронта адсорбции.

Время, по истечении которого за слоем адсорбента обнаруживается концентрация адсорбтива, соответствующая верхней границе ($y_k = 0,05y_0$), называют «временем проскока» $\tau_{пр}$. Время, после которого за слоем адсорбента появится нижняя граница фронта ($y_n = 0,95y_0$), принимают за время достижения равновесия и обозначают τ^* . Длина зоны массопередачи может быть определена по уравнению

$$L_0 = \frac{L(\tau^* - \tau_{пр})}{\tau^* - (\tau^* - \tau_{пр})(1 - f)}, \quad (17.2)$$

где L – длина всего слоя адсорбента, м; f – фактор симметричности выходной кривой, который равен отношению площади заштрихованного участка ABD (рис. 17.2) к площади прямоугольника $ABCD$.

Фактор симметричности характеризует степень использования адсорбента в объеме аппарата, который ограничен фронтом адсорбции до момента $\tau_{пр}$.

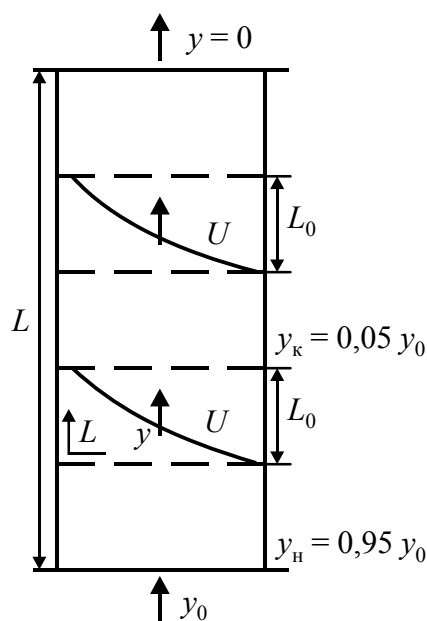


Рис. 17.1. Границы зоны

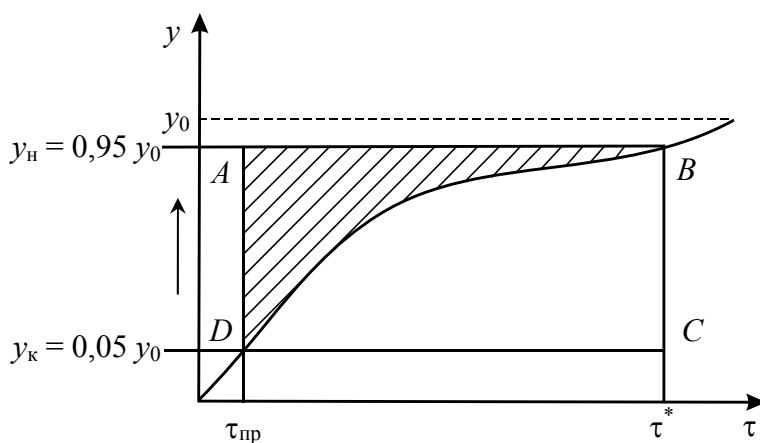


Рис. 17.2. Выходная кривая адсорбции

Длину зоны массопередачи можно рассчитать и с помощью количества единиц переноса для газовой фазы n_{0y} по следующему уравнению:

$$L_0 = \frac{G}{SK_{yV}} \int_{y_k}^{y_n} \frac{dy}{y - y^*} = \frac{G}{SK_{yV}} n_{0y}, \quad (17.3)$$

где G – массовый расход инертного газового носителя, кг/с; S – площадь поперечного сечения слоя адсорбента, м²; K_{yV} – объемный коэффициент массопередачи, кг/(м³·с); n_{0y} – общее число единиц переноса.

2. Описание установки

Схема установки показана на рис. 17.3.

Адсорбер 9 диаметром 0,064 м выполнен из термостойкого стекла и заполнен индикаторным силикагелем со средним диаметром частиц 3 мм и насыпной плотностью 700 кг/м³. Длина слоя силикагеля $L = 0,085$ м.

Во время проведения процесса адсорбции воздух из помещения лаборатории подается вентилятором 1 через ротаметр 2 и кран 3 в абсорбер 4. Одновременно в абсорбер из емкости 5 подается вода насосом 6 для орошения насадки. Воздух в абсорбере 4 насыщается до относительной влажности $\varphi = 100\%$, а затем через краны 7 и 8 поступает в адсорбер 9.

Из насыщенного воздуха, который проходит через адсорбер 9, силикагелем (адсорбентом) поглощается часть влаги (адсорбтива). При этом цвет индикаторного силикагеля меняется с синего на розовый.

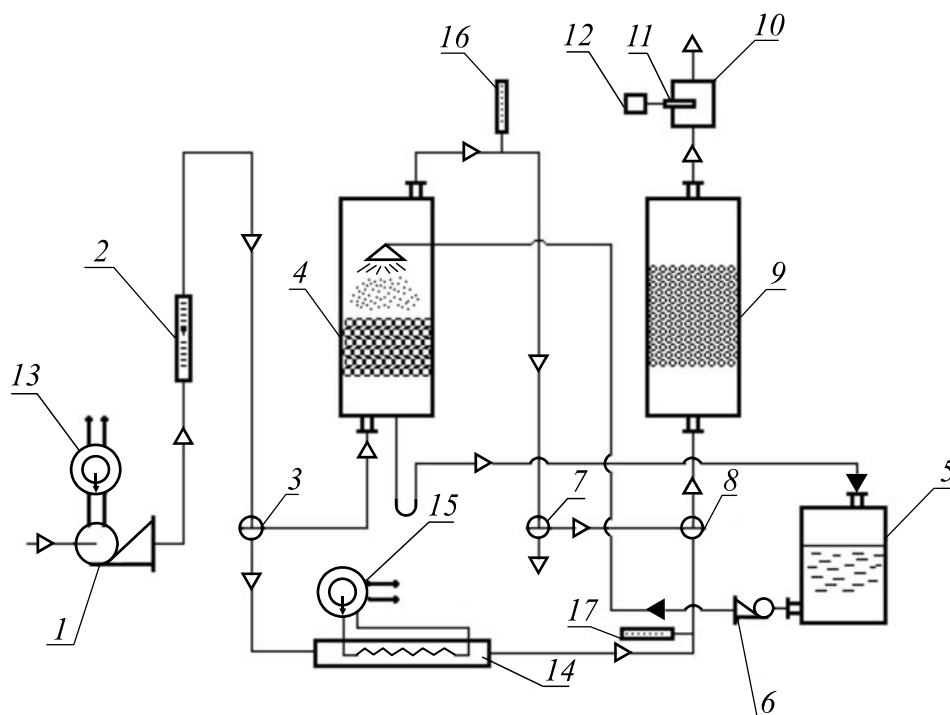


Рис. 17.3. Схема лабораторной установки:

1 – вентилятор; 2 – ротаметр; 3, 7, 8 – краны; 4 – абсорбер; 5 – емкость; 6 – насос; 9 – адсорбер; 10 – камера; 11 – датчик; 12 – термогигрометр; 13, 15 – ЛАТРы; 14 – электрокалорифер; 16, 17 – термометры

После адсорбера воздух поступает в камеру 10, где с помощью термогигрометра 12 измеряется его температура t_2 и влажность φ_2 .

Концентрацию водяного пара на входе в адсорбер, которая соответствует влагосодержанию воздуха $x_0 = y_0$, определяют по температуре t_1 (термометра 16) и $\varphi = 100\%$ с помощью Ix -диаграммы влажного воздуха. Концентрацию водяного пара на выходе из адсорбера y , которая соответствует влагосодержанию воздуха $x_2 = y$ на Ix -диаграмме, определяют при температуре t_2 и влажности φ_2 .

Расход воздуха регулируют с помощью ЛАТРа 13 и измеряют ротаметром 2. Из камеры 10 воздух выбрасывается в атмосферу.

3. Последовательность выполнения работы

Процесс адсорбции проводят при наличии синего цвета всего слоя силикагеля.

1. Установить краны 3, 7 и 8 в положение «адсорбция» (по направлению стрелок).

2. Вывести ЛАТР 13 на ноль, повернув ручку против часовой стрелки до упора, подать напряжение на установку.

3. Включить вентилятор *1* и, поворачивая ручку ЛАТРа *13* по часовой стрелке, установить на ротаметре *2* заданный преподавателем расход воздуха.

4. Включить насос *б* (ручку выключателя повернуть в направлении часовой стрелки) и термогигрометр *12*.

5. Отметить время начала опыта и внести в табл. 17.1 заданный преподавателем расход воздуха, показания термометра *1б* (t_1) и показания термогигрометра *12*, который дает влажность воздуха φ_2 и температуру t_2 . Затем на протяжении всего опыта показания термометра и термогигрометра нужно записывать в табл. 17.1 через каждые 5 мин.

Таблица. 17.1

Опытные величины

№ опыта	V , м ³ /с	Время τ , с	t_1 , °С	t_2 , °С	φ_2 , %	y_0 , кг/кг с. в.	y , кг/кг с. в.
---------	-------------------------	---------------------	------------	------------	-----------------	------------------------	----------------------

6. Во время опыта необходимо наблюдать за изменением цвета силикагеля. Когда практически все частицы силикагеля в самом верхнем слое станут розового цвета, отметить время окончания опыта и записать показания термогигрометра (t_2 , φ_2).

7. Выключить насос *б*.

8. Повернуть ручку ЛАТРа *13* против часовой стрелки до упора, затем выключить вентилятор *1* и термогигрометр *12*.

4. Проведение расчетов и анализ результатов

Расчет процесса заключается в определении длины зоны массопередачи L_0 и коэффициента массопередачи K_{yV} , который выражен в концентрациях газовой фазы.

1. С помощью *Ix*-диаграммы для каждого замера t_1 определить влагосодержание поступающего в адсорбер воздуха y_0 (килограмм влаги на килограмм сухого воздуха), а также по показаниям гигрометра (t_2 , φ_2) – влагосодержание выходящего воздуха y (килограмм влаги на килограмм сухого воздуха) и внести в табл. 17.1.

2. Построить по опытным данным зависимость $y = f(\tau)$ (выходную кривую адсорбции).

3. Рассчитать начальную (на входе) и конечную (на выходе) концентрации влаги:

$$y_n = 0,95y_0; \quad (17.4)$$

$$y_k = 0,05y_0. \quad (17.5)$$

4. По полученным значениям y_n и y_k с помощью построенной зависимости $y = f(\tau)$ определить время проскока $\tau_{пр}$ и время достижения равновесия τ^* (рис. 17.2).

5. Определить по выходной кривой адсорбции фактор симметричности f (рис. 17.2).

6. По уравнению (17.2) рассчитать длину действующего слоя зоны массопередачи L_0 .

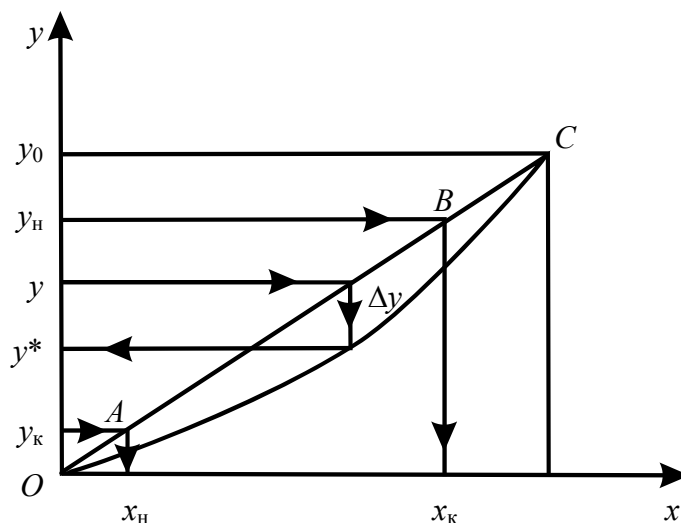


Рис. 17.4. Диаграмма yx процесса адсорбции

7. Изобразить процесс адсорбции на yx -диаграмме. Для этого построить линию равновесия по данным табл. 17.2 до пересечения с ординатой y_0 (точка C) и провести прямую линию OC . Потом найти точки пересечения ординат y_n и y_k с линией OC (точки B и A). AB – рабочая линия процесса адсорбции (рис. 17.4).

8. Методом графического интегрирования определить общее число единиц переноса со стороны газовой фазы (n_{0y}). Для этого на оси ординат yx -диаграммы в пределах от y_n к y_k выбрать самостоятельно три значения y , которые равномерно распределены в данном интервале, и для каждого из них, включая y_n и y_k , найти величину $\Delta y = y - y^*$.

Таблица 17.2

Равновесие в системе водяной пар – силикагель при $t = 20^\circ\text{C}$

Концентрация водяного пара в газовой фазе $y \cdot 10^3$, кг/кг с. в.	2	4	6	8	10	12	14	16	18	20
Концентрация водяного пара в твердой фазе x , кг/м ³	50	80	100	120	132	145	155	165	172	180

Полученные данные занести в табл. 17.3.

Таблица 17.3

Исходные величины до графического интегрирования

Y	y^*	$y - y^*$	$\frac{1}{y - y^*}$

По данным вышеприведенной табл. 17.3 построить график в координатах $\frac{1}{y - y^*} - y$ (рис. 17.5) и определить площадь S' , мм², которая ограничена крайними ординатами y_n и y_k и полученной кривой.

По величине площади S' найти число единицы переноса:

$$n_{0,y} = \int_{0,05y_0}^{0,95y_0} \frac{dy}{y - y^*} = S' M_1 M_2, \quad (17.6)$$

где M_1 и M_2 – масштабы оси ординат и абсцисс графика.

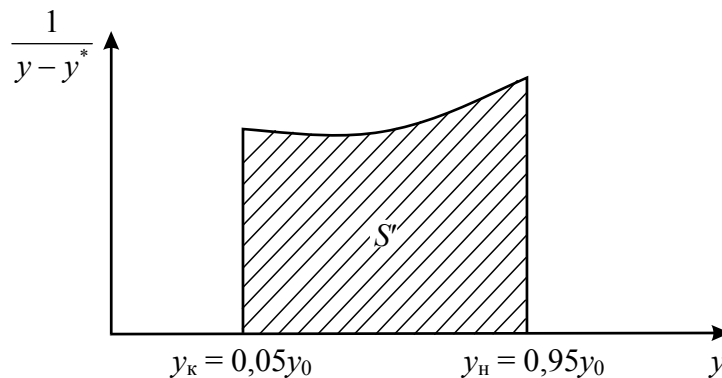


Рис. 17.5. Определение $n_{0,y}$ графическим интегрированием

9. С помощью уравнения (17.3) рассчитать объемный коэффициент массопередачи K_{yV} :

$$K_{yV} = \frac{G}{SL_0} n_{0,y},$$

где $G = \rho_t V$, $\rho_t = \rho_0 \frac{273}{273 + t_1}$, ρ_0 – плотность воздуха при 0°C, кг/м³;

$S = \frac{\pi D^2}{4}$, D – диаметр адсорбера, м.

5. Содержание отчета

Отчет о работе должен включать: название и цель работы; основные расчетные зависимости; схему лабораторной установки и ее описание; таблицу опытных величин; график зависимости $y = f(\tau)$; пример расчета длины действующего слоя зоны массопередачи L_0 ; ух-диаграмму процесса адсорбции; таблицу величин для графического интегрирования; график зависимости $\frac{1}{y - y^*} - y$; пример расчета числа единиц переноса n_{0y} и коэффициента массопередачи K_{yV} ; выводы.

ВОПРОСЫ ДЛЯ ПОДГОТОВКИ И САМОКОНТРОЛЯ

1. Равновесие в процессе адсорбции.
2. Зона массопередачи.
3. Выходная кривая адсорбции.
4. Длина зоны массопередачи и ее определение.
5. Число единиц переноса, его определение.
6. Коэффициент массопередачи, его сущность и определение.

Работа № 18 ИССЛЕДОВАНИЕ ПРОЦЕССА ДЕСОРБЦИИ

Цель работы: определить основные параметры десорбции:
а) время проведения процесса; б) удельный расход теплоты;
в) удельный расход десорбирующего агента (воздуха).

1. Основные определения и теория процесса

Десорбция – это процесс удаления адсорбированных веществ из адсорбентов с целью его повторного использования в процессе адсорбции.

Десорбция является важной частью адсорбционного процесса, который проводится в замкнутом цикле. Стоимость десорбции оказывает большое влияние на экономичность адсорбционного разделения или очистки.

Поскольку в результате процесса десорбции восстанавливаются адсорбционные качества адсорбентов, десорбцию еще называют регенерацией адсорбентов.

Для регенерации адсорбентов используют различные методы. Выбор метода регенерации зависит от качества адсорбента и веществ, которые удаляются (адсорбтив).

Регенерацию адсорбентов подразделяют:

- 1) на высокотемпературную термическую;
- 2) низкотемпературную термическую;
- 3) химическую;
- 4) вытеснительную;
- 5) пониженного давления.

Выбор температуры регенерации зависит от энергии связи адсорбат – адсорбент, термической стойкости адсорбентов и времени регенерации.

Чем выше энергия связи между молекулами адсорбентов и адсорбата и чем более полная нужна десорбция, тем большей должна быть температура регенерации. За пороговую температуру, ниже которой проводить процесс регенерации не имеет смысла, принята величина, при которой половина адсорбата удаляется в вакууме в течение 10 мин.

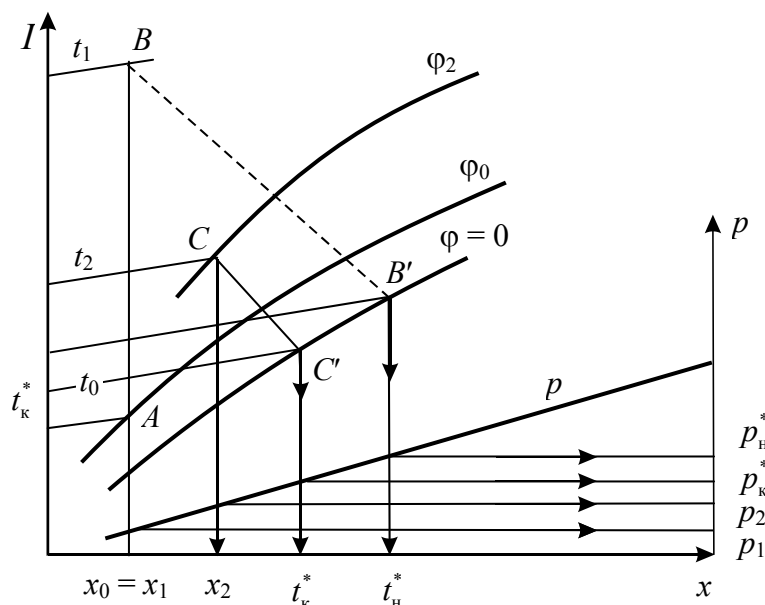
В тех случаях, когда низкотемпературная регенерация дает неполное удаление поглощенного вещества, применяют высокотемпературную термическую регенерацию. Высокотемпературная регенерация осуществляется при температуре $\sim 400^{\circ}\text{C}$, при этом адсорбат разлагается, а продукты его деструкции удаляются.

Химическую регенерацию проводят при обработке адсорбентов жидкими или газообразными реагентами при средних температурах ($\sim 100^{\circ}\text{C}$). В качестве реагентов используют кислоты, щелочи либо различные окислители.

При вытеснительной десорбции адсорбент обрабатывают растворителем, который адсорбируется лучше, чем поглощенное вещество, вытесняет и вымывает его.

Если изотерма адсорбции пологая, регенерацию можно проводить без подвода тепла, снижая только давление в аппарате, что приводит к увеличению движущей силы процесса.

Исследования процесса десорбции удобнее всего проводить в процессе удаления влаги из влажного адсорбента при повышенной температуре с помощью влажного воздуха, т. е. в процессе сушки адсорбента. При этом все параметры процесса определяют по изменению параметров влажного воздуха, которые находят с помощью *Ix*-диаграммы Рамзина (рисунок).



Определение параметров воздуха

2. Описание установки

Для проведения исследований используется та же лабораторная установка, что и при исследованиях процесса адсорбции (рис. 17.3).

При проведении процесса десорбции воздух подают вентилятором 1 через ротаметр 2 и кран 3 в электрокалорифер 14, где он нагревается до температуры $\sim 105^\circ\text{C}$ и через кран 8 поступает в адсорбер 9.

В адсорбере влага испаряется из силикагеля и вместе с воздухом идет в камеру 10, а потом выходит в атмосферу. При этом цвет силикагеля постепенно меняется с розового на синий. Температуру воздуха после электрокалорифера регулируют с помощью ЛАТРа 15 и контролируют термометром 17. Температуру и влажность воздуха после адсорбера 9 определяют по показаниям термогигрометра 12. Температуру атмосферного воздуха и его влажность определяют по термогигрометру 12 до начала проведения процесса десорбции.

3. Последовательность выполнения работы

Процесс десорбции проводят при наличии розового цвета силикагеля в адсорбере 9.

1. Установить кран 3 в положение «десорбция», а краны 7 и 8 – «подогрев».

2. Подать напряжение на установку и включить вентилятор 1.

3. С помощью ЛАТРа 13 установить заданный преподавателем объемный расход влажного воздуха V по ротаметру 2 и тарировочному графику.

4. Включить термогигрометр 12 и определить относительную влажность φ_0 и температуру t_0 .

5. Установить ЛАТР 15 на ноль, повернув ручки до упора против часовой стрелки. Включить электрокалорифер 14 и вывести ручку ЛАТРа 15 на заданное преподавателем деление.

6. Следить за показаниями термометра 17. При достижении температуры 105°C установить кран 8 в положение «десорбция», записать показания термометра 17 – t_1 и термогигрометра 12 – φ_2 и t_2 . Затем с помощью ЛАТРа 15 поддерживать температуру термометра 17 в пределах 105°C и через каждые 5 мин записывать показания термогигрометра 12 в таблицу опытных данных, одновременно следить за изменением цвета силикагеля.

Опытные и расчетные величины

Расход влажного воздуха $V = \underline{\hspace{2cm}}$ м³/с; $t_0 = \underline{\hspace{2cm}}$ °С;

$\varphi_0 = \underline{\hspace{2cm}}$ %; $t_1 = \underline{\hspace{2cm}}$ °С;

$x_0 = x_1 = \underline{\hspace{2cm}}$ кг/кг с. в;

$I_0 = \underline{\hspace{2cm}}$ Дж/кг с. в; $I_1 = \underline{\hspace{2cm}}$ Дж/кг с. в

№ опыта	τ , с	t_2 , °С	φ_2 , %	x_2 , кг/кг с. в.	W , кг/с
1	0				
2	300				
3	600				
.....					
N					

7. Когда цвет всего слоя силикагеля станет синим, записать последние показания приборов, вывести ручку ЛАТРа 15 на ноль и выключить электрокалорифер и термогигрометр. При достижении температуры $\sim 20\text{--}40^\circ\text{C}$ на термометре 17 установить нулевой расход воздуха, а потом выключить вентилятор 1 и обесточить всю установку.

4. Проведение расчетов и анализ результатов

1. Рассчитать массовый расход влажного воздуха

$$G = V\rho_{\text{в}}, \quad (18.1)$$

где $\rho_{\text{в}} = \frac{29}{22,4} \cdot \frac{273}{273 + t_0}$.

2. С помощью диаграммы Рамзина (рис. 6 приложения) по опытным значениям t_0 и φ_0 определить энтальпию I_0 и влагосодержание x_0 (точка A на рисунке).

3. Рассчитать расход сухого воздуха

$$G_{\text{с.в}} = \frac{G}{(1 + x_0)}. \quad (18.2)$$

4. Поскольку при подогреве воздуха в калорифере влагосодержание не меняется – $x_0 = x_1$, то, поднимаясь по линии $x_0 = \text{const}$, необходимо найти точку пересечения с линией $t_1 \cong \text{const}$ (точка B на рисунке). Определить энтальпию I_1 в этой точке.

5. По значениям φ_2 и t_2 определить влагосодержание воздуха на выходе из адсорбера x_2 для всех замеров и занести в таблицу.

6. Рассчитать для каждого замера количество удаленной влаги W , кг/с, по формуле

$$W = G_{\text{с.в}} (x_2 - x_1). \quad (18.3)$$

Построить по полученным данным зависимость W от времени десорбции и с помощью графического интегрирования определить $W_{\text{ср}}$.

7. Определить среднюю движущую силу $\Delta p_{\text{ср}}$, Па. В точке B (рисунок), которая характеризует параметры влажного воздуха в начале процесса десорбции, определить парциальное давление влаги p_1 , Па. Провести через точку B линию мокрого термометра до пересечения ее с линией полного насыщения $\varphi = 1$ точки B' , характеризующей параметры влажного воздуха в точке B при его полном насыщении, и получить значения $x_{\text{н}}^*$, $t_{\text{н}}^*$, $p_{\text{н}}^*$ точки B .

8. Определить на диаграмме Рамзина точку C с координатами x_2 и t_2 последней строчки в таблице. Эта точка характеризует параметры влажного воздуха в конце процесса десорбции.

9. Определить в этой точке парциальное давление влаги в воздухе p_2 , Па. Провести через точку C линию мокрого термометра до пересечения с линией $\varphi = 1$ точки C' , характеризующей параметры влажного воздуха в точке C при его полном насыщении, и получить значения $x_{\text{к}}^*$, $t_{\text{к}}^*$, $p_{\text{к}}^*$.

10. Определить движущую силу десорбции в начале $\Delta p_{\text{н}}$ и в конце $\Delta p_{\text{к}}$ процесса как разность парциальных давлений:

$$\Delta p_{\text{н}} = p_{\text{н}}^* - p_1; \quad (18.4)$$

$$\Delta p_{\text{к}} = p_{\text{к}}^* - p_2. \quad (18.5)$$

11. Рассчитать среднюю движущую силу:

$$\Delta p_{\text{ср}} = \frac{\Delta p_{\text{н}} - \Delta p_{\text{к}}}{\ln \frac{\Delta p_{\text{н}}}{\Delta p_{\text{к}}}}. \quad (18.6)$$

12. Рассчитать площадь поверхности десорбции:

$$F = aV_{\text{общ}}, \quad (18.7)$$

где $a = \frac{6}{d}$ – удельная поверхность силикагеля, $\text{м}^2/\text{м}^3$; d – средний диаметр частиц силикагеля, м ; $V_{\text{общ}}$ – общий объем силикагеля, м^3 , который определяют по формуле

$$V_{\text{общ}} = \frac{\pi D^2}{4} H_{\text{сл}}, \quad (18.8)$$

где $D = 0,064$ м – диаметр адсорбера; $H_{\text{сл}} = 0,085$ м – высота слоя силикагеля.

13. Рассчитать опытный коэффициент массоотдачи $\beta_{\text{оп}}$, $\text{кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot \text{Па})$:

$$\beta_{\text{оп}} = \frac{W_{\text{ср}}}{F \Delta p_{\text{ср}}}. \quad (18.9)$$

14. Вычислить теоретический коэффициент массоотдачи β , $\text{кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot \text{Па})$, по эмпирической зависимости

$$\beta = 10^{-7} (0,35w_{\text{вл.в}} + 0,47), \quad (18.10)$$

где $w_{\text{вл.в}}$ – скорость влажного воздуха в адсорбере, $\text{м}/\text{с}$, которую рассчитывают по формуле

$$w_{\text{вл.в}} = \frac{4V}{\pi D^2}. \quad (18.11)$$

15. Определить расход теплоты Q , Вт , затраченный на десорбцию:

$$Q = G_{\text{с.в}} (I_1 - I_0) \quad (18.12)$$

и удельный расход теплоты q :

$$q = \frac{Q}{W_{\text{ср}}}. \quad (18.13)$$

16. Рассчитать удельный расход воздуха l :

$$l = \frac{G_{\text{с.в.}}}{W_{\text{ср}}}. \quad (18.14)$$

5. Содержание отчета

Отчет о работе должен включать цель работы; описание работы; схему и описание установки; таблицу опытных и расчетных величин; пример расчета величин по пунктам 1–16; график зависимости W от τ ; выводы.

Вопросы для подготовки и самоконтроля

1. Методы проведения процесса десорбции.
2. Движущая сила процесса.
3. Коэффициент массоотдачи и его определение.
4. Удельный расход теплоты.
5. Удельный расход воздуха.
6. Основное уравнение массопередачи.
7. Коэффициент массопередачи, его сущность и определение.

Работа № 19 КОНВЕКТИВНАЯ СУШКА В БАРАБАННОЙ СУШИЛКЕ

Цель работы: ознакомиться с работой барабанной сушилки; определить основные характеристики процесса конвективной сушки.

1. Основные определения и теория процесса

Исходные материалы, промежуточные и конечные продукты многих производств часто содержат некоторое количество жидкости. Частичное или полное удаление последней проводится по разным причинам, например, чтобы сохранить свойства продуктов, создать лучшие условия их переработки, уменьшить коррозию оборудования и т. д. Конечно, часть жидкости при ее большом количестве в материале можно удалить механическими методами (центрифугированием, фильтрацией), но достичь достаточно полного удаления можно только путем испарения жидкости и отводом пара. Такой термический процесс удаления жидкости из влажных материалов называется сушкой, а аппараты, используемые для этой цели, – сушилки [5, 6, 8].

Процесс сушки является сочетанием процессов тепло- и массообмена, потому что удаление влаги из материала происходит путем

перемещения тепла и влаги внутри материала и переноса их с поверхности материала в окружающую среду. В химических и других производствах наиболее распространена конвективная сушка, при которой происходит непосредственный контакт влажного материала с потоком нагретого газа (воздуха, топливных газов). Последний передает тепло для испарения влаги и одновременно поглощает и выносит с собой пар, который получается при испарении.

Влажный воздух можно рассматривать как смесь из его абсолютно сухой части и водяного пара, к которой применим закон Дальтона:

$$p = p_{с.в} + p_{п}, \quad (19.1)$$

где p – полное давление влажного воздуха, Па; $p_{с.в}$, $p_{п}$ – парциальное давление абсолютно сухого воздуха и давление водяного пара, Па.

Абсолютной влажностью воздуха называется масса пара в 1 м^3 влажного воздуха. Понятие плотности пара $\rho_{п}$, кг/м^3 , при температуре t , парциальном давлении $p_{п}$ совпадает с понятием абсолютной влажности, поскольку пар, как компонент бинарной смеси, занимает весь объем влажного газа.

Относительной влажностью φ называется отношение количества водяного пара в 1 м^3 влажного воздуха к максимально возможному при данных температуре и давлении или отношению плотности пара $\rho_{п}$ к плотности насыщенного пара $\rho_{н.п}$ при данных условиях:

$$\varphi = \frac{\rho_{п}}{\rho_{н.п}}. \quad (19.2)$$

В соответствии с уравнением Менделеева – Клапейрона соотношение плотности пара прямо пропорционально соотношению парциальных давлений. Тогда

$$\varphi = \frac{\rho_{п}}{\rho_{н.п}} = \frac{p_{п}}{p_{н.п}}. \quad (19.3)$$

В процессе сушки воздух изменяет свой объем, поэтому в расчетах лучше использовать не абсолютную влажность, а величину влагосодержания x (отношение влажности воздуха к единице массы абсолютно сухого воздуха):

$$x = \frac{\rho_{п}}{\rho_{с.в}} = \frac{M_{п}\rho_{п}}{M_{с.в}\rho_{с.в}}, \quad (19.4)$$

где $M_{\text{п}}$, $M_{\text{с.в}}$ – молекулярные массы пара и сухого воздуха соответственно, кг/кмоль; $\rho_{\text{с.в}}$ – плотность сухого воздуха, кг/м³.

Если подставить числовые значения молекулярных масс в выражение (19.4) с учетом формул (19.1) и (19.3), получим

$$x = 0,622 \frac{\varphi p_{\text{н.п}}}{p - \varphi p_{\text{н.п}}}. \quad (19.5)$$

Энтальпию влажного воздуха I , Дж/кг, отнесенную к 1 кг абсолютно сухого воздуха, определяют по выражению

$$I = c_{\text{с.в}} t + x i_{\text{п}}, \quad (19.6)$$

где $c_{\text{с.в}}$ – средняя удельная теплоемкость сухого воздуха, Дж/(кг · град); t – температура, град; $i_{\text{п}}$ – энтальпия пара, Дж/кг.

Параметры влажного воздуха t , I , x , $p_{\text{п}}$, φ удобно находить с помощью I -диаграммы Рамзина, построенной на основании зависимостей (19.1)–(19.6) для давления $0,99 \cdot 10^5$ Па. По этой диаграмме можно, исходя из двух известных величин, найти остальные.

Количество влаги W , кг/с, которое удаляется при сушке, рассчитывают по уравнению материального баланса:

$$W = L_{\text{с.в}} (x_2 - x_1), \quad (19.7)$$

где $L_{\text{с.в}}$ – расход абсолютно сухого воздуха, кг/с; x_1 , x_2 – влагосодержание воздуха на входе и выходе из сушилки, кг/кг.

Удельный расход абсолютно сухого воздуха l составляет $l = \frac{L_{\text{с.в}}}{W}$, или с учетом (19.7)

$$l = \frac{1}{(x_2 - x_1)}. \quad (19.8)$$

Движущая сила процесса сушки в данный момент времени может быть выражена разностью $c_{\text{нас}} - c$, $p_{\text{нас}} - p_{\text{п}}$, $x_{\text{нас}} - x$, $t - t_{\text{м.т}}$, где c , $p_{\text{п}}$, x , $c_{\text{нас}}$, $p_{\text{нас}}$, $x_{\text{нас}}$ – концентрация пара, ее парциальное давление и влагосодержание в ядре потока и в состоянии насыщения соответственно, кг/м³, Па, кг/кг; t , $t_{\text{м.т}}$ – температура сушильного агента и мокрого термометра, град (рис. 19.1). С возрастанием температуры движущая сила процесса увеличивается, поэтому перед сушкой воздух нагревают в калорифере. Расход тепла Q , Дж/с, определяют по уравнению

$$Q = L_{\text{с.в}} (I_1 - I_0), \quad (19.9)$$

где I_0 , I_1 – энтальпия воздуха до и после калорифера, Дж/кг.

Удельный расход тепла q , Дж/кг,

$$q = \frac{Q}{W} = \frac{I_1 - I_0}{x_2 - x_1}. \quad (19.10)$$

Интенсивность сушки определяется механизмом тепло- и массообмена влажного материала с окружающей средой, т. е. характером перемещения влаги от внутренних слоев материала к его поверхности и испарения влаги с поверхности в окружающую среду. Как правило, при испарении до 90% всей влаги основное сопротивление переносу сосредоточено в предельном слое влажного воздуха на поверхности материала.

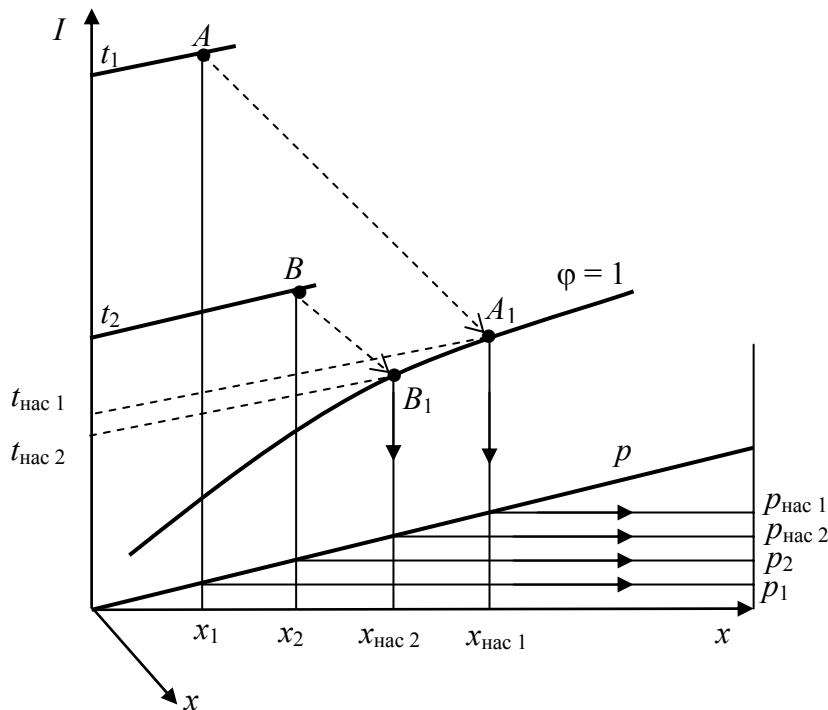


Рис. 19.1. Определение параметров воздуха по диаграмме Рамзина

Скорость поверхностного испарения из материала принимают равной скорости испарения со свободной поверхности жидкости. В этом случае количество выпаренной влаги W за единицу времени рассчитывают по уравнению массопередачи, которое при $K = \beta$ можно записать

$$W = KF\Delta x_{\text{ср}} = \beta aV\Delta x_{\text{ср}}, \quad (19.11)$$

где β – коэффициенты массопередачи и массоотдачи, кг/(м²·с); $F = aV$ – площадь поверхности массообмена, м²; K, a – удельная

поверхность материала, $\text{м}^2/\text{м}^3$; V – объем загружаемого материала, м^3 ; $\Delta x_{\text{ср}}$ – средняя движущая сила, $\text{кг}/\text{кг}$.

Удельная поверхность материала рассчитывается как $a = \frac{6}{d}$,

где d – средний диаметр частиц ($d \cong 3 \cdot 10^{-3}$ м).

Для определения $\Delta x_{\text{ср}}$ можно использовать диаграмму Рамзина (рис. 19.1). Для этого по двум параметрам воздуха (например, x_1 и t_1) на диаграмме определяется точка A , через которую проводится линия мокрого термометра до пересечения с линией относительной влажности $\phi = 1$. Вместо линии мокрого термометра можно принять параллельную линию $I = \text{const}$. Точка пересечения A_1 определяет параметры насыщенного воздуха, соответствующие исходным значениям x_1 и t_1 , а также температуры $t_{\text{нас1}}$. В процессе сушки изменяются как параметры сушильного агента (температура снижается, влагосодержание увеличивается), так и соответствующие им параметры насыщения, что приводит к изменению движущей силы. Так, если на выходе из сушилки параметры воздуха соответствуют пункту B с координатами, например x_2 и t_2 , то можно определить точку B_1 (аналогично, как и для пункта A) и рассчитать движущие силы процесса на входе воздуха и выходе его из сушилки как разности $\Delta x_{\text{н}} = x_{\text{нас1}} - x_1$ и $\Delta x_{\text{к}} = x_{\text{нас2}} - x_2$.

Движущая сила, как видно, изменяется, поэтому среднее значение приблизительно рассчитывается как среднелогарифмическая величина:

$$\Delta x_{\text{ср}} = \frac{\Delta x_{\text{н}} - \Delta x_{\text{к}}}{\ln \frac{\Delta x_{\text{н}}}{\Delta x_{\text{к}}}}. \quad (19.12)$$

Средняя движущая сила в выражении (19.11) может быть выражена не только через разницу величин x , но и через разницу парциальных давлений, концентраций и температур:

$$\Delta p_{\text{ср}} = \frac{(p_{\text{нас1}} - p_1) - (p_{\text{нас2}} - p_2)}{\ln \frac{p_{\text{нас1}} - p_1}{p_{\text{нас2}} - p_2}} = \frac{\Delta p_{\text{н}} - \Delta p_{\text{к}}}{\ln \frac{\Delta p_{\text{н}}}{\Delta p_{\text{к}}}}; \quad (19.13)$$

$$\Delta c_{\text{ср}} = \frac{(c_{\text{нас1}} - c_1) - (c_{\text{нас2}} - c_2)}{\ln \frac{c_{\text{нас1}} - c_1}{c_{\text{нас2}} - c_2}} = \frac{\Delta c_{\text{н}} - \Delta c_{\text{к}}}{\ln \frac{\Delta c_{\text{н}}}{\Delta c_{\text{к}}}}; \quad (19.14)$$

$$\Delta t_{\text{cp}} = \frac{(t_1 - t_{\text{м.т1}}) - (t_2 - t_{\text{м.т2}})}{\ln \frac{t_1 - t_{\text{м.т1}}}{t_2 - t_{\text{м.т2}}}} = \frac{\Delta t_{\text{н}} - \Delta t_{\text{к}}}{\ln \frac{\Delta t_{\text{н}}}{\Delta t_{\text{к}}}}. \quad (19.15)$$

Трудность практического использования уравнения (19.11) заключается в том, что коэффициент β зависит не только от основного фактора – скорости воздуха (газа), но и от многих других: условий обтекания сушильным агентом поверхности материала, ее формы, размеров, температуры и т. д.

Существует ряд эмпирических зависимостей, по которым можно приблизительно рассчитать коэффициент влаготдачи β , кг/(м² · ч · мм вод. ст.), представленный только в виде функции скорости w движения воздуха в направлении, параллельном поверхности испарения [5]:

$$\beta = 0,00168 + 0,00128w_{\text{в}}, \quad (19.16)$$

где $w_{\text{в}}$ – средняя скорость воздуха в сушилке, м/с.

2. Описание установки

Схема лабораторной установки приведена на рис. 19.2. Она включает барабанную сушилку 1 с внутренним диаметром 0,14 м и бункеры 5, 13 с заслонками 15, 16, калорифер 4 для подогрева воздуха, вентилятор 2 для подачи воздуха. Температура воздуха измеряется термометрами 17, 18 на входе в сушилку и выходе из нее, а расход воздуха – с помощью диафрагмы 3 и U-образного манометра 14. Относительную влажность воздуха измеряют влагомером 10. Для подачи влажного твердого материала предусмотрено загрузочное устройство 6 со шнековым винтом, который вращается с помощью ручки 7. Для улавливания выносимых из сушилки воздухом мелких твердых частиц используется циклон 11.

3. Порядок выполнения работы

1. Включить вентилятор 2 и установить расход воздуха (по указанию преподавателя) с помощью ЛАТРа 8.

2. Включить электрокалорифер 4. Заслонки 15 и 16 должны быть закрыты.

3. Во время прогрева установки подготовить материал. Для этого взвесить ~1,0–1,5 кг силикагеля (или другого твердого мате-

риала) и равномерно увлажнить его водой. В зависимости от начальной влажности материала воду добавлять в количестве от 0,05 до 0,30 кг (50–300 мл) постепенно, так, чтобы частицы не слипались. После увлажнения материал нужно тщательно перемешать, взвесить и выдержать ~5–10 мин, а затем засыпать в загрузочное устройство б.

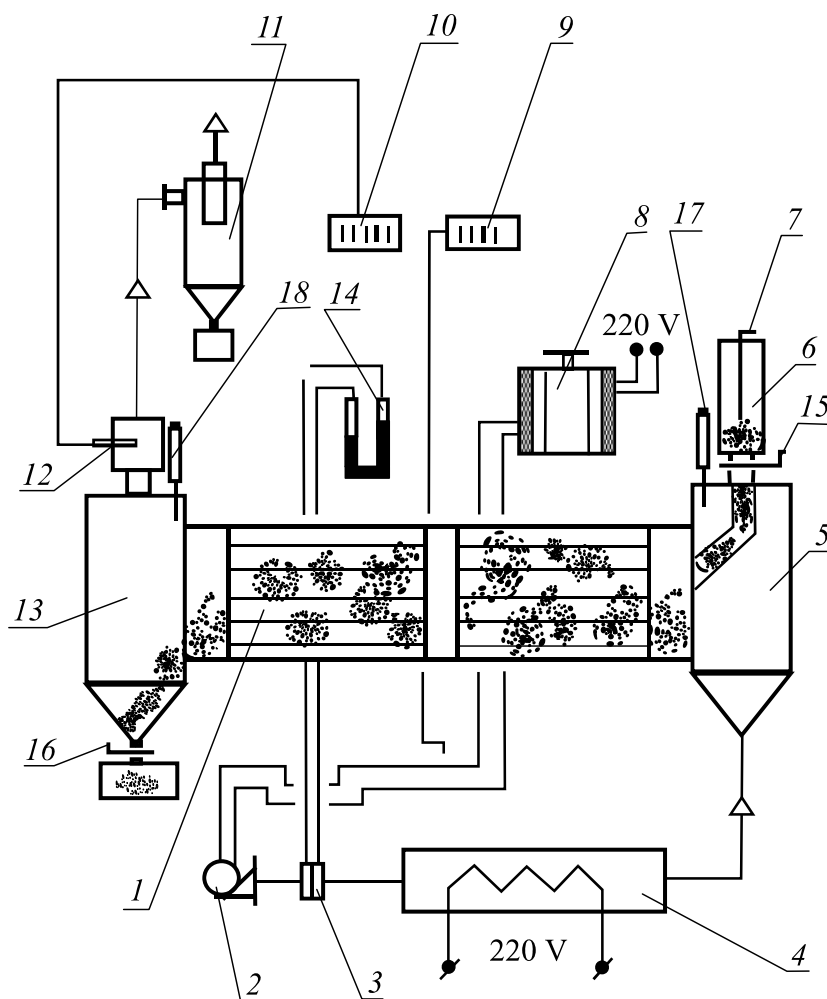


Рис. 19.2. Схема лабораторной установки:

1 – сушилка; 2 – вентилятор; 3 – диафрагма; 4 – калорифер;
5, 13 – бункеры; 6 – загрузочное устройство; 7 – ручка; 8 – ЛАТР;
9 – терморегулятор; 10 – влагомер; 11 – циклон; 12 – датчик;
14 – U-образный манометр; 15, 16 – заслонки; 17, 18 – термометры

4. После достижения температуры воздуха на входе в сушилку ~70–80°C записать его температуру, относительную влажность по влагомеру 10 и включить барабанную сушилку, чтобы она вращалась (включать должен преподаватель или сотрудник кафедры).

5. Открыть заслонку 15, одновременно записать время начала опыта и медленным вращением ручки 7 шнека против часовой стрелки подать влажный материал в сушилку.

6. Через каждые 1,0–1,5 мин фиксировать температуру воздуха на входе и выходе из сушилки и его относительную влажность. Исследование закончить после того, как весь материал оставит сушилку.

7. После того, как весь материал оставит сушилку, записать продолжительность опыта и выключить установку в следующей последовательности: сначала отключить барабанную сушилку, затем электрокалорифер, а затем уменьшить расход воздуха с помощью ЛАТРа до минимума (до ~5–10 мм вод. ст. по U-образному манометру 14) и приблизительно через 5 мин выключить вентилятор.

8. Открыть заслонку 16, высыпать из бункера 13 материал в емкость и взвесить его.

4. Проведение расчетов и анализ результатов

1. По показаниям влагомера определить влагосодержание воздуха на входе x_{1i} и на выходе x_{2i} из сушилки.

2. По диаграмме Рамзина найти остальные параметры воздуха при его входе в сушилку и выходе (рис. 6 приложения).

3. Рассчитать количество влаги W_i , которая удаляется при сушке, и построить график изменения этой величины во времени $W_i = f(\tau_i)$.

4. Определить среднюю движущую силу процесса для периода измерения поверхностной (медленной) влаги.

5. Рассчитать коэффициент массоотдачи β по экспериментальным данным и по эмпирической зависимости (19.16).

6. Определить расход тепла на сушку Q , удельный расход абсолютно сухого воздуха l и удельный расход тепла q .

7. Определить общую численность выпаренной влаги $W_{\text{общ}}$ (графическим интегрированием) и сравнить ее с тем количеством воды, которое взято на увлажнение.

8. Результаты опытов и расчетов занести в таблицу.

5. Содержание отчета

Отчет о работе должен включать: цель и описание работы; схему лабораторной установки и ее описание; все расчеты параметров влажного воздуха и процесса, график зависимости $W_i = f(\tau_i)$; таблицу опытных и расчетных величин; выводы.

Опытные и расчетные величины

Количество материала, кг		Количество воды взятой на увлажнение, кг	Общее количество выпавшей воды $W_{\text{общ}}$, кг	Время опыта τ , с	Влажностное содержание воздуха		Температура воздуха, °С		Относительное влажностное содержание воздуха		Коэффициент массоотдачи β , кг/(м ² ·с·Па)	
до сушки	после сушки				на входе, x_1	на выходе, x_2	на входе, t_1	на выходе, t_2	на входе, φ_1	на выходе, φ_2	по экспериментальным данным	по формуле (19.16)

Вопросы для подготовки и самоконтроля

1. Какие виды сушки и конструкции конвективных сушилок Вы знаете?
2. Параметры влажного воздуха.
3. Определение параметров влажного воздуха по диаграмме Рамзина.
4. Процесс теоретической сушки и настоящей ($\Delta > 0$, $\Delta < 0$), отображение на Ix -диаграмме.
5. Как определяется расход сухого воздуха и удельный расход тепла на сушку графоаналитическим способом?
6. Расчет средней движущей силы (указать на Ix -диаграмме).

Работа № 20 КИНЕТИКА СУШКИ

Цель работы: ознакомиться с закономерностями процесса сушки при атмосферном давлении; построить кривые кинетики сушки по экспериментальным данным.

1. Основные определения и теория процесса

Под кинетикой процесса сушки понимают изменение влажности и температуры материала во времени.

Механизм переноса тепла и влаги внутри влажного материала довольно сложный, и аналитическое описание процесса сушки связано с решением системы нелинейных дифференциальных уравнений тепло- и массообмена при соответствующих предельных и начальных условиях. Решение осложняется нестационарностью протекания процесса.

Для инженерного расчета наиболее надежными исходными данными являются кинетические кривые, полученные экспериментально. Эти кривые нужны для расчетов размеров сушилок, где происходит процесс сушки, и продолжительности контакта влажного материала с сушильным агентом, т. е. со временем сушки τ . Величина τ зависит, в свою очередь, от конструкции сушильной камеры, механических и физико-химических свойств материала, а также от рабочих параметров процесса (температуры, влажности сушильного агента, скорости его движения и др.).

Протекание процесса сушки во времени, при постоянных температуре и условиях контакта сушильного агента с материалом, устанавливают простым способом: влажный материал с известной начальной влажностью u , кг/кг, абсолютно сухого материала взвешивают через определенный промежуток времени, по результатам рассчитывают и графически отражают зависимость изменения влажности материала от времени и скорости сушки. Типичные кривые сушки приведены на рис. 20.1 (см. с. 186).

Весь цикл процесса сушки состоит из нескольких стадий. В начальной стадии материал подогревается и возрастает интенсивность испарения. Продолжительность подогрева по сравнению с длительностью процесса сушки, как правило, невелика, и при расчетах можно не учитывать. При достижении материалом температуры, равной температуре мокрого термометра, давление пара влаги над материалом достигает давления насыщенного пара жидкости и остается постоянным до тех пор, пока влажность материала не станет равной его гигроскопической влажности (область 1). В этот первый период сушки скорость и температура (рис. 20.1, б, в, г) остаются неизменными.

Кинетический закон для этого периода выражается уравнениями

$$W = \beta_p F (p_m - p) \tau \quad (20.1)$$

или

$$W = \beta_x F (x_m - x) \tau, \quad (20.2)$$

где W – количество выпаренной жидкости, кг; β_p, β_x – коэффициенты массоотдачи, $\text{кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot \text{Па})$, $\text{кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$; F – поверхность фазового контакта; м^2 ; p_m, p – давление пара влаги над материалом и в воздухе, Па; x_m, x – влажность насыщенного воздуха и настоящая, $\text{кг}/\text{кг}$.

Если влажность поверхности материала ниже гигроскопической, давление пара влаги над поверхностью уменьшается и скорость сушки начинает падать, а температура материала – увеличивается (область II). Переход периода постоянной скорости сушки к периоду снижения скорости характеризуется точками C и $u_{\text{кр}}$, которые называются критическими. В этот период характер изменения скорости сушки и температуры материала зависит от его внутренней структуры и формы связи влаги с материалом. При достижении равновесной влажности материала парциальное давление пара влаги над материалом становится равным парциальному давлению пара влаги в среде (воздухе) и сушка прекращается.

Кинетический расчет процессов сушки во втором периоде (периоде скорости, которая падает) ведется, как правило, по приближительному методу [7], суть которого заключается в том, что сложные кривые скорости сушки (например, линии Ctu_p или Ctu_p , рис 20.1, в) заменяются прямыми линиями C_1u_p или C_2u_p . В результате точка C сдвигается вправо или влево (а может остаться и без изменения) в зависимости от характера кривой сушки. Точка пересечения прямой, которая характеризует уменьшение скорости сушки во втором периоде, с прямой при постоянной скорости сушки (т. е. для первого периода) называется приведенной критической точкой (на рис. 20.1, в точки C_1 и C_2), а влажность, соответствующая ему, – приведенной критической $u_{\text{кр.п1}}$ или $u_{\text{кр.п2}}$. Кинетический закон для второго периода в этом случае значительно упрощается и имеет вид

$$-\frac{du}{d\tau} = k(u - u_p), \quad (20.3)$$

где k – коэффициент сушки, $1/\text{с}$; u – влажность материала в данный момент времени τ , $\text{кг}/\text{кг}$.

Равновесная влажность u_p , как известно, практически не может быть достигнута, т. е. окончательное значение влажности $u_2 > u_p$. В результате интегрирования (20.3) в пределах от $u_{\text{кр}}$ до u_2 получим

$$\ln \frac{u_{\text{кр}} - u_p}{u_2 - u_p} = k\tau_2. \quad (20.4)$$

Если точка C (рис. 20.1, в) сдвигается в точку C_1 или C_2 , интегрирование нужно проводить от $u_{кр.п1}$ или $u_{кр.п2}$.

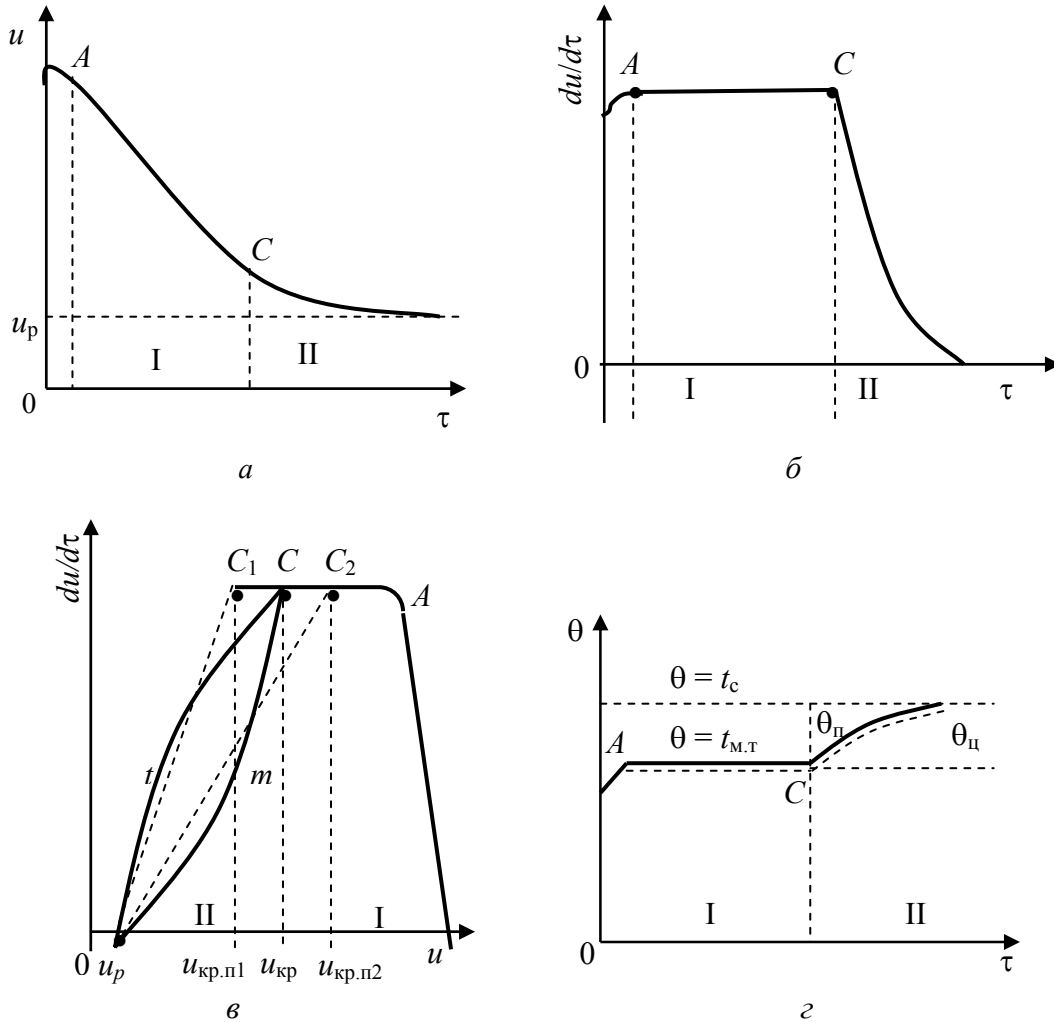


Рис. 20.1. Кривые кинетики сушки:

a – зависимость влажности материала от времени;

$б, в$ – зависимость скорости сушки от времени и влажности материала

соответственно; $з$ – зависимость температуры материала от времени;

u – влажность материала; $du/d\tau$ – скорость сушки, c^{-1} ; θ_p, θ_c – температура площади поверхности материала и центральной его части соответственно, $^{\circ}C$;

$t_c, t_{м.т}$ – температура среды (по сухому и мокрому термометрам), $^{\circ}C$

Коэффициент сушки k можно определить непосредственно из графика (рис. 20.1, в) как тангенс угла наклона прямой. Тогда по выражению (20.4) время сушки материала во втором периоде будет равно

$$\tau_2 = \frac{1}{k} \ln \frac{u_{кр} - u_p}{u_2 - u_p}.$$

Представленный приблизительный метод расчета времени τ_2 предложил А. В. Лыков. Хорошим качеством метода является то, что он учитывает реальные условия сушки каждого материала на основании предварительного достаточно простого эксперимента в лабораторных условиях. По полученным результатам можно рассчитать, с учетом закономерностей масштабного перехода, продолжительность, скорость сушки и другие параметры аналогичного процесса в промышленных сушилках.

2. Описание установки

Лабораторная установка (рис. 20.2) периодического действия состоит из сушильной цилиндрической камеры 1 с крышкой 2. В камере располагается материал 3, который нужно высушить. Взвешивание материала осуществляется весами 4. Воздух, предварительно нагретый в калорифере 6, в сушильную камеру подается вентилятором 5. Расход воздуха и его температура регулируются ЛАТРами 7 и 8 соответственно и измеряются с помощью трубки Пито 9 (по манометру 10) и термометра 11.

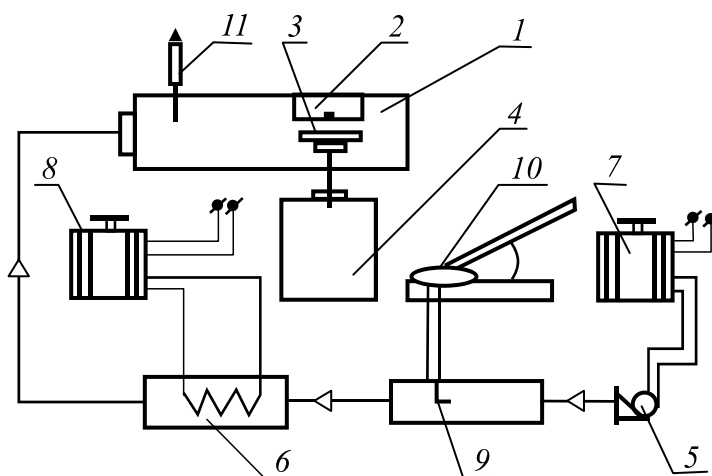


Рис. 20.2. Схема лабораторной установки:
 1 – сушильная камера; 2 – крышка; 3 – материал;
 4 – весы; 5 – вентилятор; 6 – калорифер; 7, 8 – ЛАТРа;
 9 – трубка Пито; 10 – манометр; 11 – термометр

3. Порядок выполнения работы

В качестве высушиваемого материала (по указанию преподавателя) используются древесный шпон, ткань и другие материалы.

1. Открыть крышку 2 сушильной камеры 1 и аккуратно положить сухой материал на подставку, соединенную с весами 4, взвесить его и извлечь из сушильной камеры.

2. Включить вентилятор 5 и установить (по указанию преподавателя) расход воздуха (с помощью ЛАТРа 7), после этого включить калорифер 6.

3. Пока установка прогревается, материал замочить в емкости с водой. Если материалом является древесный шпон, то его в воде выдержать ~10 мин.

4. После насыщения материала остатки влаги удалить (капли воды с поверхности шпона удалить фильтровальной бумагой, ткань отжать).

5. При достижении (по термометру 11) температуры ~60°C (но не более 70–80°C) влажный материал положить обратно в сушильную камеру, закрыть крышку и зафиксировать время начала опыта.

6. Через каждые ~1–3 мин (в зависимости от высушиваемого материала и скорости испарения влаги) записывать вес и время. Материал считается высушенным, если его вес в течение 5–10 мин остается неизменным.

7. После сушки выключить сначала калорифер, а потом через 3–5 мин – вентилятор.

4. Проведение расчетов и анализ результатов

1. Для каждого промежутка времени τ_i рассчитать влажность материала u_i , кг/кг, по формуле

$$u_i = \frac{W_i}{G_c} = \frac{G_{\text{вл}} - G_c}{G_c},$$

где $G_{\text{вл}}$, G_c – масса влажного и сухого материала, кг.

По результатам построить график кривой сушки (рис. 20.1, а), $u = f(\tau)$.

2. Полученные точки соединить кривой, причем кривую провести так, чтобы исключить точки, которые явно «выскочили», т. е. кривую сгладить.

3. Путем графического дифференцирования кривой сушки разбить ее на малые участки по времени, найти для каждого участка $\Delta\tau_i$ изменения величины Δu_i и рассчитать соотношение $\Delta u_i / \Delta\tau_i$. (Значения Δu_i и $\Delta\tau_i$ надо брать со сглаженной кривой.) По результа-

там построить кривые скорости сушки $\frac{\Delta u_i}{\Delta \tau_i} \left(\frac{du}{d\tau} = f(\tau) \right)$ и $\frac{du}{d\tau} = f(u)$ (рис. 20.1 б, в).

4. После построения кривой скорости для первого и второго периодов сушки найти критическое значение $u_{кр}$ и приведенное критическое $u_{кр.п1}$ или $u_{кр.п2}$. Рассчитать коэффициент сушки и продолжительность сушки для этого периода.

Опытные и расчетные величины

Масса материала, кг			Время от начала измерения τ_i , мин (с)	Влажность u_i , кг/кг	Изменение Δu_i , кг/кг	Изменение времени $\Delta \tau_i$, с	Скорость сушки $\Delta u_i / \Delta \tau_i$, c^{-1}	Коэффициент сушки k , c^{-1}	Продолжительность τ_2 , мин (с)
до увлажнения G	после увлажнения $G_{вл}$	при сушке $G_{вл_i} = f(\tau_i)$							

5. Содержание отчета

Отчет о работе должен содержать: цель и описание работы; расчеты; графические зависимости $u = f(\tau)$, $\frac{du}{d\tau} = f(\tau)$, $\frac{du}{d\tau} = f(u)$ (на графиках нужно показать периоды сушки, критические пункты и равновесную влажность u_p); таблицу опытных и расчетных величин; выводы.

Вопросы для подготовки и самоконтроля

1. Что понимают под понятием «кинетика сушки»?
2. От каких параметров зависит длительность процесса сушки?
3. Кинетические кривые сушки, их построение.
4. При каких условиях (при котором периоде сушки) скорость сушки бывает постоянной?
5. Кинетические зависимости для расчета продолжительности первого и второго периодов сушки.

ПРИЛОЖЕНИЕ

Таблица 1

Обозначение физических величин и их единиц измерения

Величина	Обозначение (как произносится)	Единица измерения в СИ
Масса	P, G	Н
Время	t, T, τ	с
Вязкости коэффициент: кинематический динамический	ν (ню) μ (мю)	$\text{м}^2/\text{с}$ Па · с
Давление	P, p	Па
Доля: молярная массовая молярная относительная массовая относительная объемная	x, y \bar{x}, \bar{y} X, Y \bar{X}, \bar{Y} φ (фи)	моль/моль кг/кг моль/моль кг/кг $\text{м}^3/\text{м}^3$
Коэффициент: местного сопротивления объемного расширения поверхностного натяжения полезного действия расхода трения	ξ (дзэта) β (бета) σ (сигма) η (эта) α (альфа) λ (ламда)	К^{-1} Н/м, Дж/м ²
Линейный размер: высота диаметр длина периметр радиус расстояние ширина	H, h D, d L, l Π R, r L, l, H, h B, b	м
Масса	M, m, W	кг
Масса молярная	M	кг/моль
Мощность	N	Вт
Напор: скоростной (динамический) статический	$h_{\text{ск}}, H_{\text{ск}}$ $h_{\text{ст}}, H_{\text{ст}}$	м
Объем	V	м^3
Плотность	ρ (ро)	кг/м ³
Площадь	S, F, f	м^2
Порозность слоя	ε (эпсилон)	

Окончание табл. 1

Величина	Обозначение (как произносится)	Единица измерения в СИ
Расход: массовый объемный (производительность)	G, W Q, V	кг/с м ³ /с
Сила	P, F	Н
Температура	T, t	К, °С
Угол плоский	α, β, γ	°, рад
Ускорение (замедление)	a	м/с ²
Ускорение свободного падения	g	м/с ²
Скорость: линейная угловая	w, u ω (омега)	м/с рад/с
Частота вращения	N	с ⁻¹

Таблица 2

Обозначение важнейших приставок перед единицами измерения

Название	Обозначение	Порядок степени
Гига	Г	10 ⁹
Деци	д	10 ⁻¹
Кило	к	10 ³
Мега	М	10 ⁶
Микро	мк	10 ⁻⁶
Мили	м	10 ⁻³
Нано	н	10 ⁻⁹
Санتي	с	10 ⁻²

Таблица 3

**Физические свойства воздуха
при различных температурах и давлении 1 атм**

Свойство	Температура, °С						
	0	20	40	60	80	100	120
Плотность ρ , кг/м ³	1,293	1,205	1,128	1,06	1	0,946	0,898
Коэффициент динамической вязкости $\mu \cdot 10^6$, Па · с*	17,3	18,3	19,3	20,2	21,2	22,1	22,9
Удельная теплоемкость c , кДж/(кг · К) ($P = \text{const}$)	1	1,00	1,004	1,006	1,008	1,01	1,011
Теплопроводность λ , Вт/(м · К)	0,0244	0,0258	0,0272	0,0288	0,0307	0,0326	0,0345

* Данными таблицы можно пользоваться и при давлении в несколько атмосфер.

Таблица 4

Физические свойства воды при разных температурах

Свойства	Температура, °С										
	0	10	20	30	40	50	60	70	80	90	100
Плотность ρ , кг/м ³	1000	1000	998	996	992	988	983	978	972	965	958
Коэффициент динамической вязкости μ , мПа · с	1,792	1,31	1,005	0,804	0,656	0,549	0,4688	0,406	0,3565	0,315	0,2838
Коэффициент поверхностного натяжения $\sigma \cdot 10^3$, Н/м	75,6	76,2	72,8	71,2	69,7	67,7	66,2	64,3	62,6	60,7	58,9
Коэффициент объемного расширения $\beta \cdot 10^3$, К ⁻¹	0,063	0,070	0,182	0,321	0,387	0,449	0,52	0,57	0,632	0,695	0,75
Удельная теплоемкость C , кДж/(кг · К)	4,23	4,19	4,19	4,18	4,18	4,18	4,18	4,19	4,19	4,19	4,23
Теплопроводность λ , Вт/(м · К)	0,551	0,575	0,599	0,618	0,634	0,648	0,659	0,668	0,675	0,68	0,683
Энтальпия i , Дж/кг	0	41,9	83,8	126	168	210	251	293	335	377	419
Значение числа P_r	13,7	9,52	7,02	5,42	4,31	3,54	2,98	2,55	2,21	1,95	1,75

Таблица 5

Плотность твердых материалов

Материал	Стекло	Силикагель	Сталь	Свинец	Песок	Винипласт	Мел
Плотность, кг/м ³	2 500	980	7 850	11 400	1 500	1 115	2 200

Таблица 6

Плотность водных растворов хлорида натрия (NaCl)

Массовая доля NaCl, %	1	2	3	4	5	6	7	8	10	12	14	16	18
Плотность, кг/м ³ , при:													
20°С	1006	1012	1019	1026	1033	1041	1048	1055	1070	1085	1101	1116	1132
30°С	1004	1009	1016	1023	1030	1037	1044	1051	1066	1080	1096	1110	1125
40°С	1002	1005	1012	1019	1026	1033	1040	1048	1062	1077	1091	1107	1122

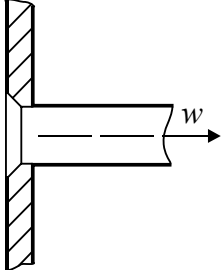
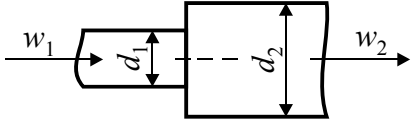
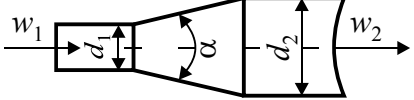
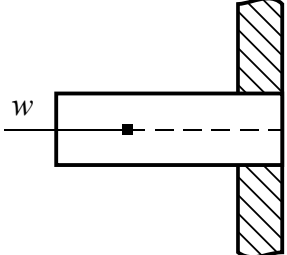
Таблица 7

Средние значения шероховатости труб

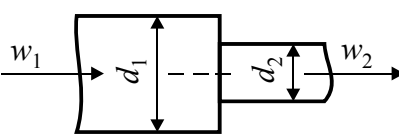
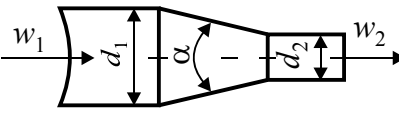
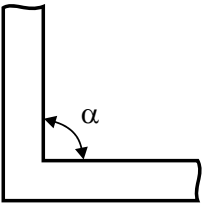
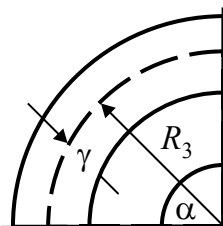
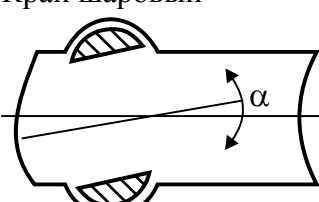
Трубы	<i>e</i> , мм
Стальные при незначительной коррозии	0,2
Старые ржавые стальные	0,67 и больше
Алюминиевые технически гладкие	0,015–0,060
Из латуни, меди, свинца и стекла	0,0015–0,0100

Таблица 8

Местные сопротивления

Схема сопротивлений	Коэффициент сопротивления												
<p>Вход в трубу</p> 	<p>При острых кромках $\xi_{\text{увах}} = 0,5$, при закругленных кромках и при плавном входе $\xi_{\text{вх}} = 0,20$. При очень плавном входе $\xi_{\text{вх}} = 0,05$. Расчет $\Delta P_{\text{м.с}}$ выполняется при средней скорости по трубе w в трубе</p>												
<p>Внезапное расширение</p> 	$\xi_{\text{р.п}} = \left(\left(\frac{d_2}{d_1} \right)^2 - 1 \right)^2$ <p>Расчет $\Delta P_{\text{м.с}}$ выполняется по средней скорости w в трубе большего диаметра d_2</p>												
<p>Плавное расширение (конический диффузор)</p> 	$\xi_{\text{к.д}} = \left(\left(\frac{d_2}{d_1} \right)^2 - 1 \right)^2$ <p>где $k_{\text{д}}$ – безразмерный коэффициент, который показывает долю потерь в диффузоре от потерь при внезапном расширении</p> <table border="1"> <thead> <tr> <th>α</th> <th>7,5</th> <th>10</th> <th>15</th> <th>20</th> <th>30</th> </tr> </thead> <tbody> <tr> <td>$k_{\text{д}}$</td> <td>0,14</td> <td>0,16</td> <td>0,27</td> <td>0,43</td> <td>0,81</td> </tr> </tbody> </table> <p>Расчет $\Delta P_{\text{м.с}}$ выполняется по средней скорости w_2 в трубе большего диаметра d_2</p>	α	7,5	10	15	20	30	$k_{\text{д}}$	0,14	0,16	0,27	0,43	0,81
α	7,5	10	15	20	30								
$k_{\text{д}}$	0,14	0,16	0,27	0,43	0,81								
<p>Выход из трубы больших размеров (в реку, емкость и т. д.)</p> 	<p>$\xi_{\text{вых}} = 1,0$</p> <p>Расчет $\Delta P_{\text{м.с}}$ выполняется по средней скорости w в трубе</p>												

Окончание табл. 8

Схема сопротивлений	Коэффициент сопротивления						
<p>Внезапное сужение</p> 	$\xi_{\text{р.зв}} = f \left(\left(\frac{d_2}{d_1} \right)^2 \right),$						
	$(d_2/d_1)^2$	0,01	0,1	0,2	0,4	0,6	0,8
	$\xi_{\text{р.зв}}$	0,5	0,45	0,4	0,3	0,2	0,1
	Расчет $\Delta p_{\text{м.с}}$ выполняется по средней скорости w_2 в трубе большего диаметра d_2						
<p>Плавное сужение (конический конфузор)</p> 	$\frac{d_2}{d_1}$	Угол					
		0	10	20	30	40	
	$\frac{d_1}{d_2} = 12$	$\xi_{\text{кон}}$	0,04	0,05	0,07	0,08	
	$\frac{d_1}{d_2} = 2$	$\xi_{\text{кон}}$	0,07	0,09	0,12	0,14	
	$\frac{d_1}{d_2} = 3$	$\xi_{\text{кон}}$	0,08	0,1	0,14	0,17	
Расчет $\Delta p_{\text{м.с}}$ выполняется по средней скорости w_2 в трубе большего диаметра d_2							
<p>Резкий поворот на 90° (колени)</p> 	Условный проход, мм	12,5	25	37	50		
	$\xi_{\text{кол}}$	2,2	2	1,6	1,1		
<p>Отвод (плавный поворот, закругление)</p> 	При $\alpha = 90^\circ$						
	$r/R_{\text{в}}$	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	
	$\xi_{\text{зак}}$	0,131	0,138	0,158	0,206	0,294	
	$r/R_{\text{в}}$	0,6	0,7	0,8	0,9	1,0	
	$\xi_{\text{зак}}$	0,440	0,661	0,158	0,206	0,294	
При углах $\alpha \neq 90^\circ$ значения $\xi_{\text{зак}}$ нужно умножить на отношение $\alpha/90^\circ$							
<p>Кран шаровый</p> 	α	5	10	20	30		
	$\xi_{\text{кр}}$	0,05	0,29	1,56	5,47		

Окончание табл. 8

Схема сопротивлений	Коэффициент сопротивления																																																							
<p>Диафрагма с острыми краями</p>  <p>d_o – диаметр отверстия диафрагмы, м; δ – толщина диафрагмы, м; w_o – скорость течения в отверстии, м/с; w – скорость течения в трубе, м/с; $m = \left(\frac{d_o}{D}\right)^2$; D – внутренний диаметр трубы, м</p>	<p>При $\frac{\delta}{d_o} = 0-0,0150$ потери давления $\Delta p = \xi \frac{\rho w_o^2}{2}$</p> <p>Значения ξ определяются по таблице</p> <table border="1"> <tr> <td>m</td> <td>0,1</td> <td>0,12</td> <td>0,14</td> <td>0,16</td> <td>0,18</td> <td>0,2</td> <td>0,22</td> </tr> <tr> <td>ξ</td> <td>245</td> <td>165</td> <td>117</td> <td>86</td> <td>65,5</td> <td>51,5</td> <td>40</td> </tr> <tr> <td>m</td> <td>0,24</td> <td>0,26</td> <td>0,28</td> <td>0,3</td> <td>0,34</td> <td>0,4</td> <td>0,5</td> </tr> <tr> <td>ξ</td> <td>32</td> <td>26,8</td> <td>22,3</td> <td>18,2</td> <td>13,1</td> <td>8,25</td> <td>4</td> </tr> <tr> <td>m</td> <td>0,6</td> <td>0,7</td> <td>0,8</td> <td>0,9</td> <td></td> <td></td> <td></td> </tr> <tr> <td>ξ</td> <td>2</td> <td>0,97</td> <td>0,42</td> <td>0,13</td> <td></td> <td></td> <td></td> </tr> </table>								m	0,1	0,12	0,14	0,16	0,18	0,2	0,22	ξ	245	165	117	86	65,5	51,5	40	m	0,24	0,26	0,28	0,3	0,34	0,4	0,5	ξ	32	26,8	22,3	18,2	13,1	8,25	4	m	0,6	0,7	0,8	0,9				ξ	2	0,97	0,42	0,13			
	m	0,1	0,12	0,14	0,16	0,18	0,2	0,22																																																
	ξ	245	165	117	86	65,5	51,5	40																																																
	m	0,24	0,26	0,28	0,3	0,34	0,4	0,5																																																
	ξ	32	26,8	22,3	18,2	13,1	8,25	4																																																
m	0,6	0,7	0,8	0,9																																																				
ξ	2	0,97	0,42	0,13																																																				
<p>Вентиль нормальный</p>	<p>Значения $\xi_{в.н}$ при полном открытии вентиля определяются по таблице</p> <table border="1"> <tr> <td>D, мм</td> <td>13</td> <td>20</td> <td>40</td> <td>80</td> </tr> <tr> <td>$\xi_{в.н}$</td> <td>10,8</td> <td>8</td> <td>4,9</td> <td>4,0</td> </tr> <tr> <td>D, мм</td> <td>100</td> <td>150</td> <td>200</td> <td>250</td> <td>350</td> </tr> <tr> <td>$\xi_{в.н}$</td> <td>4,1</td> <td>4,4</td> <td>4,7</td> <td>5,1</td> <td>5,5</td> </tr> </table>								D , мм	13	20	40	80	$\xi_{в.н}$	10,8	8	4,9	4,0	D , мм	100	150	200	250	350	$\xi_{в.н}$	4,1	4,4	4,7	5,1	5,5																										
	D , мм	13	20	40	80																																																			
	$\xi_{в.н}$	10,8	8	4,9	4,0																																																			
	D , мм	100	150	200	250	350																																																		
	$\xi_{в.н}$	4,1	4,4	4,7	5,1	5,5																																																		

Таблица 9

Значения коэффициентов расхода α диафрагмы

$Re = \frac{wd\rho}{\mu}$	$m = \left(\frac{d_o}{d}\right)^2$							
	0,05	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	0,6	0,7
5 000	0,6032	0,6110	0,6341	–	–	–	–	–
10 000	0,6026	0,6092	0,6261	0,6530	0,6890	0,7367	0,7975	–
20 000	0,5996	0,6050	0,6212	0,6454	0,6765	0,7186	0,7753	0,8540
30 000	0,5990	0,6038	0,6187	0,6403	0,6719	0,7124	0,7650	0,8404
50 000	0,5984	0,6032	0,6168	0,6384	0,6666	0,7047	0,7553	0,8276
100 000	0,5980	0,6026	0,6162	0,6359	0,6626	0,6992	0,7472	0,8155
400 000	0,5978	0,6020	0,6150	0,6340	0,6600	0,6950	0,7398	0,8019

Примечание. d – диаметр трубы; d_o – диаметр отверстия.

Таблица 10

Свойства насыщенного водяного пара в зависимости от давления

Давление (абсолютное) $p \cdot 10^{-4}$, Па	Давление (абсолютное), кгс/см ²	Температура, °С	Удельный объем, м ³ /кг	Плотность, кг/м ³	Удельная энтальпия жидкости i' , кДж/кг	Удельная энтальпия пара i'' , кДж/кг	Теплота фазового перехода r , кДж/кг
0,0981	0,01	6,6	131,60	0,00760	27,7	2506	2478
0,1472	0,015	12,7	89,64	0,01116	53,2	2518	2465
0,1962	0,02	17,1	68,27	0,01465	71,6	2526	2455
0,2453	0,025	20,7	55,28	0,01809	86,7	2533	2447
0,2943	0,03	23,7	46,53	0,02149	99,3	2539	2440
0,3924	0,04	28,6	35,46	0,02820	119,8	2548	2429
0,4905	0,05	32,5	28,73	0,03481	136,2	2556	2420
0,5886	0,06	35,8	24,19	0,04133	150,0	2562	2413
0,7848	0,08	41,1	18,45	0,05420	172,2	2573	2400
0,981	0,10	45,4	14,96	0,06686	190,2	2581	2390
1,1772	0,12	49,0	12,60	0,07937	205,3	2588	2382
1,4715	0,15	53,6	10,22	0,09789	224,6	2596	2372
1,962	0,20	59,7	7,977	0,1283	250,1	2607	2358
2,943	0,30	68,7	5,331	0,1876	287,9	2620	2336
3,924	0,40	75,4	4,072	0,2456	315,9	2632	2320
4,905	0,50	80,9	3,304	0,3027	339,0	2642	2307
5,886	0,60	85,5	2,785	0,3590	358,2	2650	2296
6,867	0,70	89,3	2,411	0,4147	375,0	2657	2286
7,848	0,80	93,0	2,128	0,4699	389,7	2663	2278
8,829	0,90	96,2	1,906	0,5246	403,1	2668	2270
9,81	1,0	99,1	1,727	0,5790	415,2	2677	2264
11,772	1,2	104,2	1,457	0,6865	437,0	2686	2249
13,734	1,4	108,7	1,261	0,7931	456,3	2693	2237
15,696	1,6	112,7	1,113	0,898	473,1	2703	2227
17,658	1,8	116,3	0,997	1,003	483,6	2709	2217
19,62	2,0	119,6	0,903	1,107	502,4	2710	2208
29,43	3,0	132,9	0,6180	1,618	558,9	2730	2171
39,24	4,0	142,9	0,4718	2,120	601,1	2744	2141

Окончание табл. 10

Давление (абсолютное) $p \cdot 10^{-4}$, Па	Давление (абсолютное), кгс/см ²	Температура, °С	Удельный объем, м ³ /кг	Плотность, кг/м ³	Удельная энтальпия жидкости i' , кДж/кг	Удельная энтальпия пара i'' , кДж/кг	Теплота фазового перехода r , кДж/кг
49,05	5,0	151,1	0,3325	2,614	637,7	2754	2117
58,86	6,0	158,1	0,3222	3,104	667,9	2768	2095
68,67	7,0	164,2	0,2785	3,591	694,3	2769	2075
78,48	8,0	169,6	0,2454	4,075	718,4	2776	2057
88,29	9,0	174,5	0,2195	4,536	740,0	2780	2040
98,1	10	179,0	0,1985	5,037	759,6	2784	2024
107,91	11	183,2	0,1813	5,516	778,1	2787	2009
117,72	12	187,1	0,1668	5,996	795,3	2790	1995
127,53	13	190,7	0,1545	6,474	811,2	2793	1984
137,34	14	194,1	0,1438	6,952	826,7	2795	1968
147,15	15	197,4	0,1346	7,431	840,9	2796	1956
156,96	16	200,4	0,1264	7,909	854,8	2798	1943
166,77	17	203,4	0,1192	8,389	867,7	2799	1931
176,58	18	206,2	0,1128	8,868	880,3	2800	1920
186,39	19	208,8	0,1070	9,349	892,5	2801	1909
196,2	20	211,4	0,1017	9,83	904,2	2802	1898
294,3	30	232,8	0,06802	14,70	1002	2801	1800
392,4	40	249,2	0,05069	19,73	1079	2793	1715
430,5	50	262,7	0,04007	24,96	1143	2780	1637
588,6	60	274,3	0,03289	30,41	1199	2763	1565
686,7	70	284,5	0,02769	36,12	1249	2746	1497
784,8	80	293,6	0,02374	42,13	1294	2726	1432
882,9	90	301,9	0,02064	48,45	1337	2705	1369
981	100	309,5	0,01815	55,11	1377	2684	1306
1177,2	120	323,1	0,01437	69,60	1455	2638	1183
1373,4	140	335,0	0,01164	85,91	1531	2592	1061
1569,6	160	345,7	0,00956	104,6	1606	2540	934
1765,8	180	355,4	0,00782	128,0	1684	2483	799
1962	200	364,2	0,00614	162,9	1783	2400	617
2207,8	225	374,0	0,00310	322,6	2100	2100	0

Таблица 11

**Корреляционные формулы для определения
коэффициентов теплоотдачи в прямых трубах**

$Re < 2300$	$Nu = 0,16\varepsilon Re^{0,33} Pr^{0,43} Gr^{0,1} \left(\frac{Pr}{Pr_{ст}} \right)^{0,25}$
$2300 < Re < 10^4$	$Nu = 0,008\varepsilon Re^{0,9} \cdot Pr^{0,43}$
$Re > 10^4$	$Nu = 0,021\varepsilon Re^{0,8} Pr^{0,43} (Pr / Pr_{ст})^{0,25}$

Примечание. $Gr = \frac{gd_{вн}^3 \rho^2}{\mu^2} \beta (t_{ст} - t_{ср})$ – критерий Грасгофа; $g = 9,81 \text{ м/с}^2$ – ускорение свободного падения; β – коэффициент объемного расширения, K^{-1} .
Определяющая температура – средняя температура теплоносителя.

Таблица 12

**Температура кипения водных растворов
хлорида натрия (NaCl) при атмосферном давлении**

Массовая доля NaCl, %	0	1	2	3	4	5	6
Температура кипения, °C	100	100,1	100,2	100,4	100,6	100,8	101,0
Массовая доля NaCl, %	7	8	10	12	14	16	18
Температура кипения, °C	101,1	101,2	101,6	102,2	103,0	103,6	104,2

Таблица 13

**Давление насыщенного пара (мм рт. ст.) жидкостей
в зависимости от температуры**

$t, ^\circ C$	50	55	60	65	70	75	80	85	90	95
Этанол	195	230	320	410	515	635	785	920	1060	1200
Вода	93	118	150	187	234	289	355	434	526	634

Таблица 14

**Динамическая вязкость этилового спирта
в зависимости от температуры**

$t, ^\circ C$	70	75	80	85	90	95	100
$\mu \cdot 10^3, \text{ Па} \cdot \text{с}$	0,53	0,49	0,45	0,41	0,38	0,35	0,32

Таблица 15

**Значения постоянной K (константы Генри)
для водного раствора диоксида углерода ($K \cdot 10^{-6}, \text{ Па}$)**

Температура, °C								
0	5	10	15	20	25	30	40	60
73,72	88,78	105,57	123,97	143,96	165,29	187,95	235,94	345,25

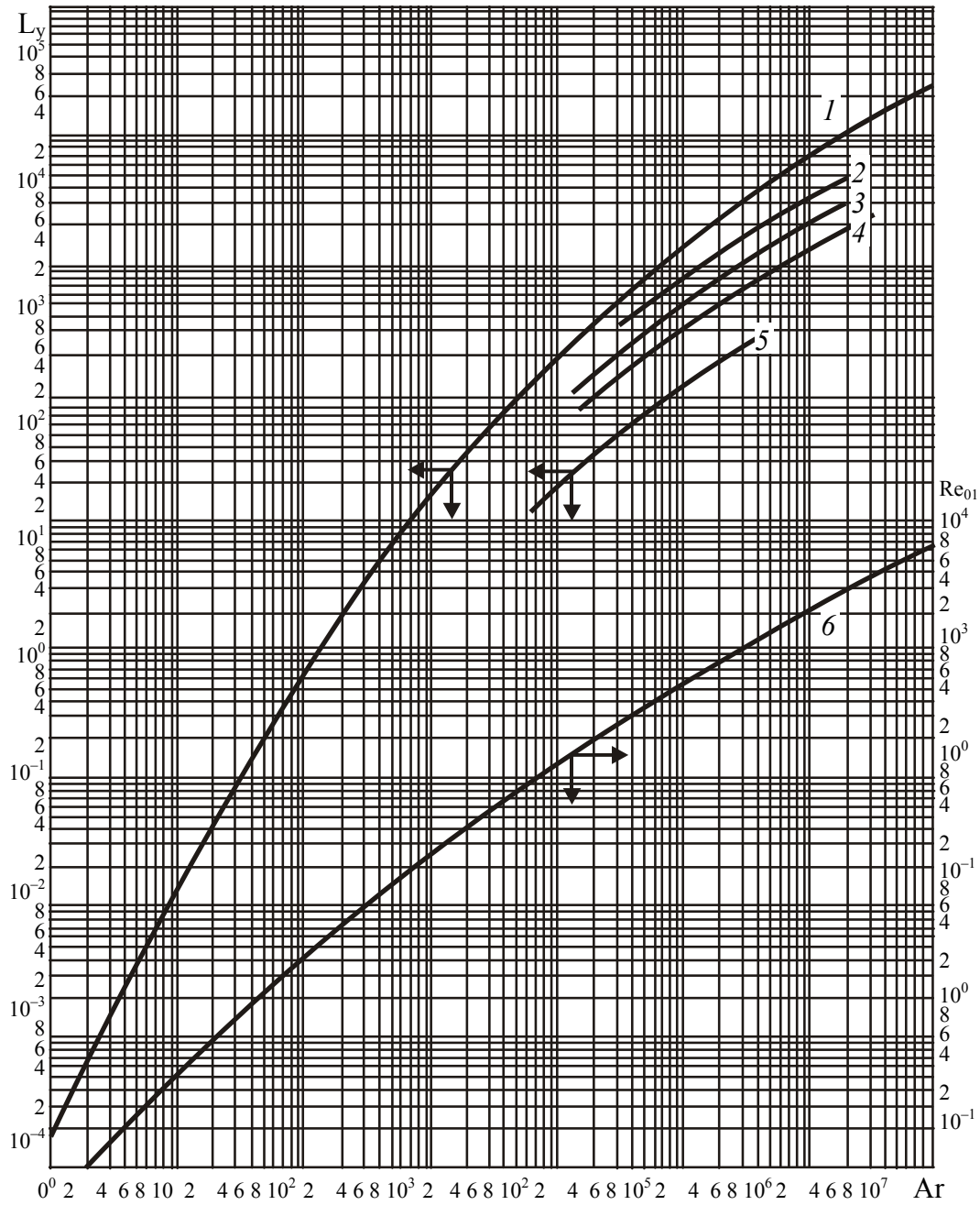


Рис. 1. Графические зависимости критериев L_y и Re_{oc} от критерия Ar для медленного осаждения частиц в неподвижной среде: шарообразные (1, 6); округлые (2); угловатые (3); продолговатые (4); пластинчатые частицы (5)

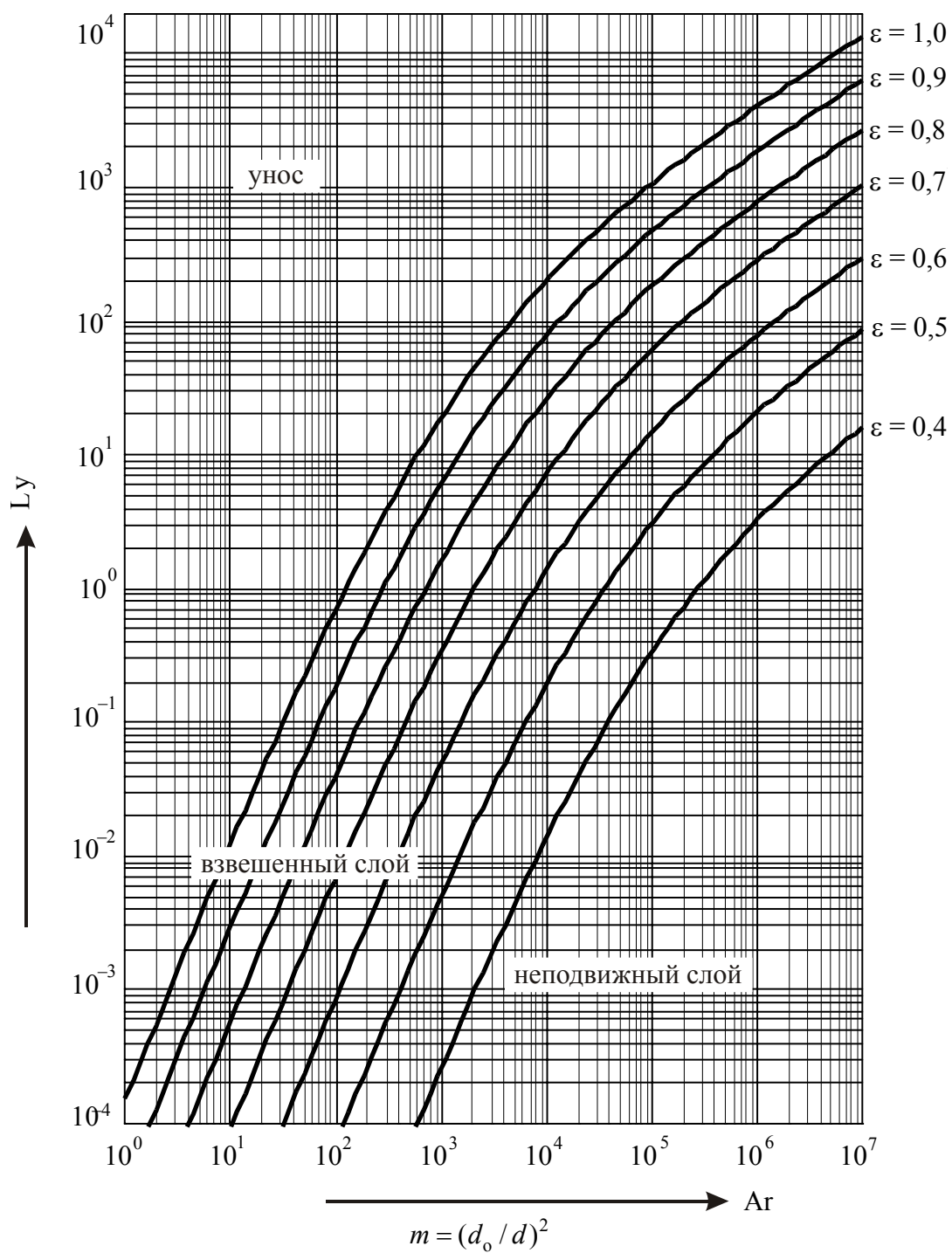


Рис. 2. Зависимость критерия Ly от числа Ar и прозрачности ϵ слоя

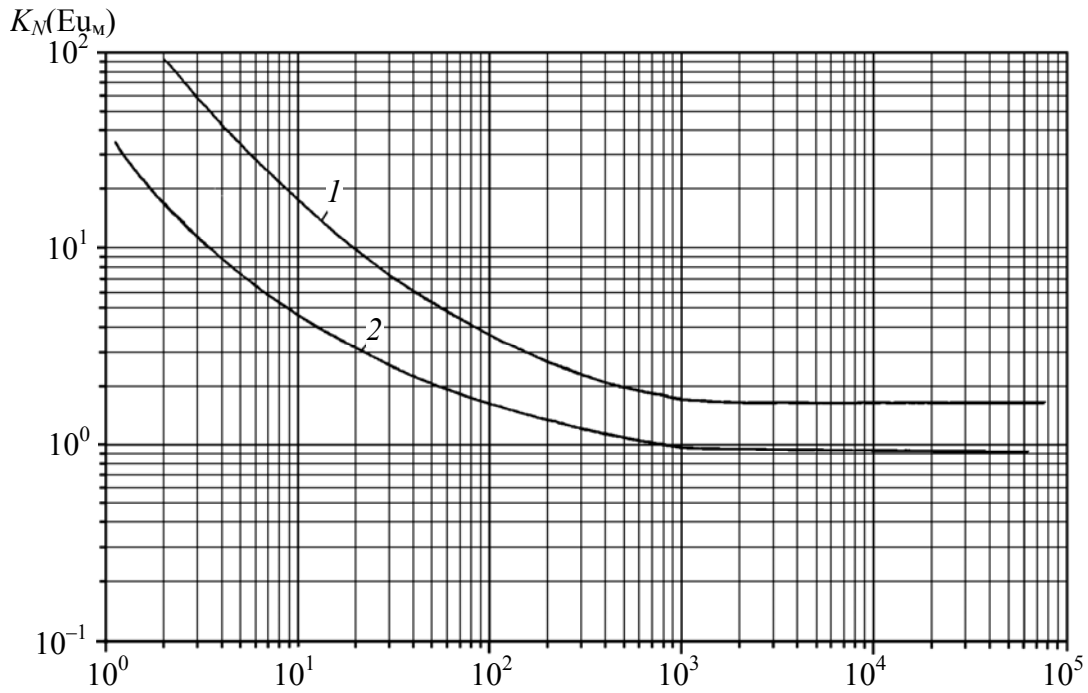


Рис. 3. Зависимость коэффициента мощности K_N от критерия Re_M :
 1 – пропеллерная мешалка в сосуде с четырьмя перегородками;
 2 – лопастная мешалка в сосуде с четырьмя перегородками

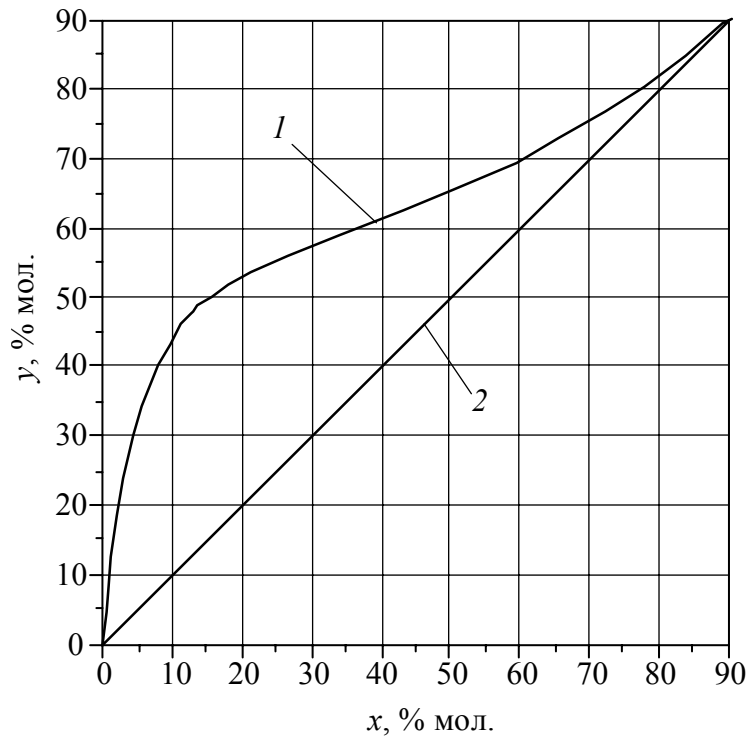


Рис. 4. x - y -диаграмма фазового равновесия системы этиловый спирт – вода:
 1 – линия равновесия; 2 – линия равных концентраций

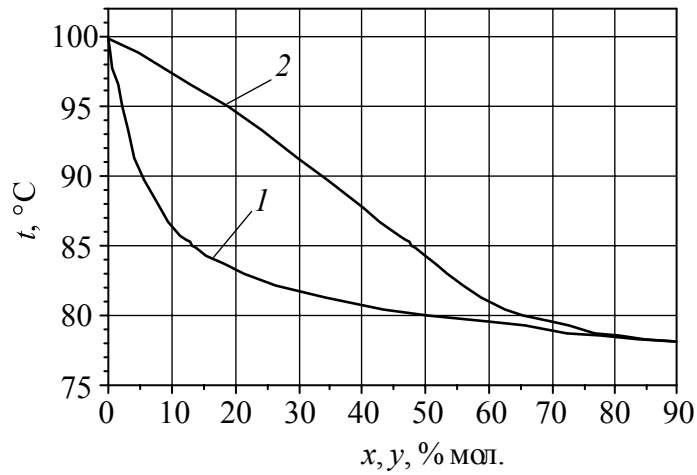


Рис. 5. txy -диаграмма равновесия системы этиловый спирт – вода:
1 – линия кипения; 2 – линия конденсации

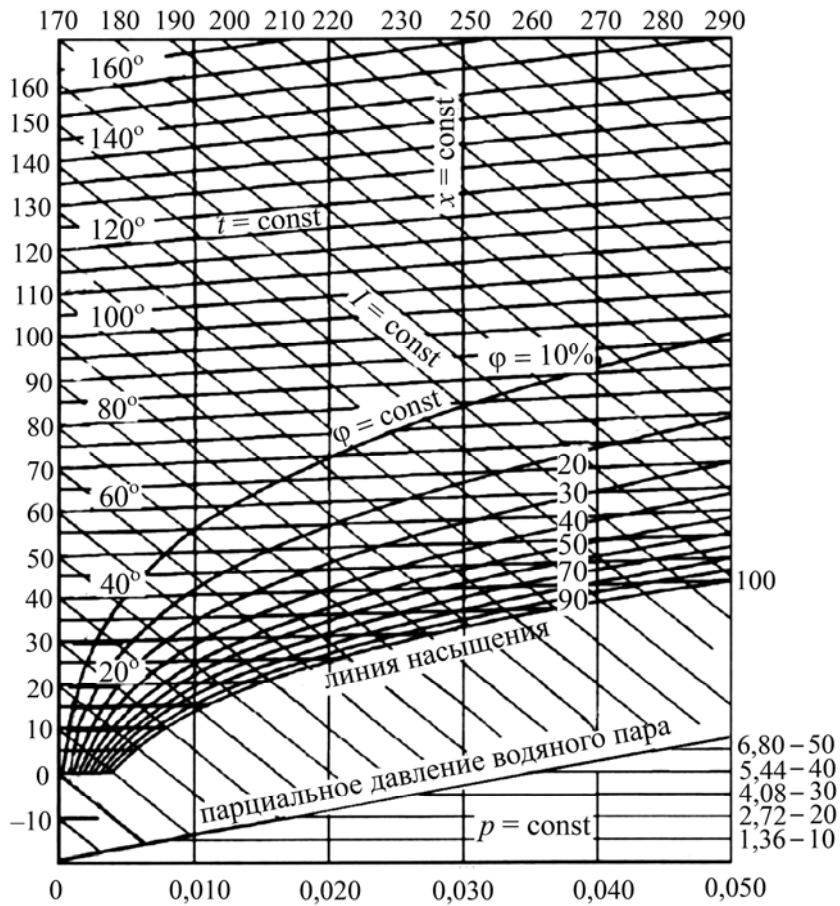


Рис. 6. Диаграмма Рамзина:
 I – энтальпия влажного воздуха (диаграмма Рамзина);
 I – энтальпия (теплосодержание), кДж/кг сухого воздуха;
 x – влагосодержание; ϕ – относительная влажность, %;
 p – парциальное давление влаги в воздухе, мм рт. ст.; t – температура, °С

ЛИТЕРАТУРА

1. Павлов, К. Ф. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии: учеб. пособие / К. Ф. Павлов, П. Г. Романков, А. А. Носков; под ред. П. Г. Романкова. – 14-е изд., стер. – М.: ООО ИД «Альянс», 2007. – 576 с.

2. Боровик, А. А. Процессы и аппараты химической технологии. Сборник примеров и задач: учеб. пособие: в 2 ч. / А. А. Боровик, С. К. Протасов, В. А. Марков. – Минск: БГТУ, 2006. – Ч. 1: Техническая гидравлика. Гидромеханические процессы. – 332 с.

3. Дытнерский, Ю. И. Процессы и аппараты химической технологии / Ю. И. Дытнерский. – М.: Химия, 1995. – 830 с.

4. Плановский, А. Н. Процессы и аппараты химической и нефтехимической технологии: учеб. для вузов / А. Н. Плановский, П. Н. Николаев. – М. Химия, 1987. – 496 с.

5. Касаткин, А. Г. Основные процессы и аппараты химической технологии: учеб. для вузов / А. Г. Касаткин. – 10-е изд., дораб. – М.: ООО ИД «Альянс», 2004. – 751 с.

6. Гельперин, Н. И. Основные процессы и аппараты химической технологии / Н. И. Гельперин. – М.: Химия, 1981. – 805 с.

7. Рамм, В. М. Абсорбция газов / В. М. Рамм. – М.: Химия, 1976. – 655.

8. Лыков, М. В. Сушка в химической промышленности / М. В. Лыков. – М.: Химия, 1970. – 429 с.

9. Александров, И. А. Ректификационные и абсорбционные аппараты / И. А. Александров. – М.: Химия, 1978. – 277 с.

ОГЛАВЛЕНИЕ

ПРЕДИСЛОВИЕ	3
Раздел I. ОБЩИЕ МЕТОДИЧЕСКИЕ ВОПРОСЫ	5
Глава 1. Указания к проведению работ.....	5
1.1. Подготовка к выполнению работ и их выполнение	5
1.2. Проведение расчетов	6
1.2.1. Ошибки в расчетах.....	6
1.2.2. Форма записи информации.....	7
1.2.3. Использование таблиц и графиков для определения физических свойств веществ.....	7
1.2.4. Графическое интегрирование	8
1.2.5. Построение графических зависимостей	9
1.3. Оформление отчета и защита лабораторной работы	10
1.4. Пример оформления отчета	10
Глава 2. Лабораторные измерительные приборы, обработка результатов измерений.....	13
2.1. Измерение давления	13
2.1.1. Устройство и принцип действия манометров и вакуумметров.....	13
2.1.2. Обработка показаний манометров	14
2.1.3. Обработка показаний вакуумметров.....	14
2.2. Определение перепада давлений.....	15
2.2.1. Дифференциальный манометр, пьезометрические трубки.....	15
2.2.2. Микроманометры.....	17
2.3. Определение объемного расхода и скорости.....	17
2.3.1. Определение объемного расхода жидкости с помощью ротаметров и мерных емкостей.....	17
2.3.2. Определение объемного расхода газа с помощью трубки Пито и измерительной диафрагмы	18
2.3.3. Определение локальных скоростей с помощью аэродинамического зонда.....	19
2.4. Определение влажности воздуха.....	19
2.5. Определение концентраций вещества в жидкости	20
Раздел II. ТЕХНИЧЕСКАЯ ГИДРАВЛИКА	21
Работа № 1. Режимы течения жидкостей.....	22

Работа № 2. Определение расхода газа в трубопроводе	32
Работа № 3. Гидравлическое сопротивление трубопровода	40
Работа № 4. Характеристики центробежных машин и трубопроводных сетей.....	48
Раздел III. ГИДРОМЕХАНИЧЕСКИЕ ПРОЦЕССЫ.....	62
Работа № 5. Разделение неоднородных систем в поле сил тяжести	62
Работа № 6. Разделение неоднородных систем в циклоне	69
Работа № 7. Гидродинамика псевдооживленного зернистого слоя.....	77
Работа № 8. Фильтрация суспензий	85
Работа № 9. Перемешивание в жидкой среде	92
Работа № 10. Разделение суспензий в отстойной центрифуге	99
Раздел IV. ТЕПЛОВЫЕ ПРОЦЕССЫ.....	106
Работа № 11. Процесс теплообмена в поверхностном теплообменнике.....	106
Работа № 12. Нестационарный теплообмен при механическом перемешивании жидкости.....	116
Работа № 13. Процесс выпаривания под вакуумом.....	122
Раздел V. МАССООБМЕННЫЕ ПРОЦЕССЫ	133
Работа № 14. Процесс ректификации при разделении бинарной смеси.....	133
Работа № 15. Гидравлическое сопротивление насадочных и тарельчатых массообменных колонн.....	142
Работа № 16. Эффективность массообмена при абсорбции в насадочных и тарельчатых аппаратах	153
Работа № 17. Динамика адсорбции	161
Работа № 18. Исследование процесса десорбции.....	169
Работа № 19. Конвективная сушка в барабанной сушилке	175
Работа № 20. Кинетика сушки	183
ПРИЛОЖЕНИЕ	190
ЛИТЕРАТУРА	203

Учебное издание

Марков Владимир Алексеевич
Протасов Семен Корнеевич
Боровик Андрей Александрович

ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ ХИМИЧЕСКОЙ ТЕХНОЛОГИИ

ЛАБОРАТОРНЫЙ ПРАКТИКУМ

Учебное пособие

Редактор *Р. М. Рябая*
Компьютерная верстка *О. Ю. Шантарович*
Корректор *Р. М. Рябая*

Подписано в печать 07.07.2011. Формат 60×84¹/₁₆.
Бумага офсетная. Гарнитура Таймс. Печать офсетная.
Усл. печ. л. 12,0. Уч.-изд. л. 12,0.
Тираж 200 экз. Заказ .

Издатель и полиграфическое исполнение:
УО «Белорусский государственный технологический университет».
ЛИ № 02330/0549423 от 08.04.2009.
ЛП № 02330/0150477 от 16.01.2009.
Ул. Свердлова, 13а, 220006, г. Минск.