

1500.6
P25

РУКОВОДСТВО

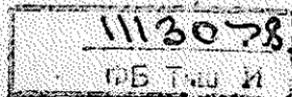
и практическим занятиям

в лаборатории
процессов и аппаратов
химической технологии

Под редакцией
чл.-корр. АН СССР П. Г. Романкова

Издание 5-е, переработанное

Допущено Министерством высшего и среднего специального образования СССР в качестве учебного пособия для студентов химико-технологических специальностей вузов



ЛЕНИНГРАД
„ХИМИЯ“
Ленинградское отделение
1979

6П7.1

P85

УДК 66.02/07(076.5)

P85 **Руководство к практическим занятиям в лаборатории процессов и аппаратов химической технологии: Учебное пособие для вузов/Под ред. чл.-корр. АН СССР П. Г. Романкова. — 5-е изд., перераб. — Л.: Химия, 1979.**

Книга содержит общие методические указания к проведению лабораторного практикума и 27 работ по курсу типовых процессов (гидромеханических, тепловых, массообменных, холодильных, механических) и аппаратов химической технологии. Приведены описание лабораторных учебных установок, а также характеристики основного оборудования и необходимых контрольно-измерительных приборов. В пятом издании пособия (4-е вышло в 1975 г.) две устаревшие работы заменены на новые.

Книга является учебным пособием для студентов химико-технологических вузов и факультетов.

256 стр., 44 табл., 101 рис. Список литературы 48 ссылок.

6П7.1

Рецензенты:

Кафедра процессов и аппаратов химической технологии ЛТИ

ЦБП (зав. кафедрой проф. В. Б. Коган)

Профессор В. М. Лекае

Р $\frac{31402-101}{050(01)-79}$ 101.79.2801010000

© Издательство «Химия», 1975
© Издательство «Химия», 1979,
с изменениями

ПРЕДИСЛОВИЕ К ПЯТОМУ ИЗДАНИЮ

Развитие химической и смежных с ней отраслей промышленности в нашей стране определено решениями XXV съезда КПСС. Названы масштабы важнейших химических производств на ближайшие годы, сформулированы задачи, связанные с разработкой новых методов химической технологии, повышением эффективности действующих технологических процессов, качества химической продукции, а также с интенсификацией и созданием новых конструкций высокопроизводительных химических аппаратов, их оптимизацией и автоматизацией. Большое внимание уделено разработке безотходных технологических процессов, системному управлению химическими производствами.

К решению этих сложных задач современной химической технологии должны быть подготовлены студенты при прохождении ряда учебных дисциплин как общинженерного, так и специализированного циклов.

В общинженерной подготовке студентов химико-технологических специальностей и студентов-механиков, специализирующихся для работы в химической промышленности и смежных с ней производствах, курс «Процессы и аппараты химической технологии» имеет очень важное значение. Эффективность освоения этой учебной дисциплины в значительной мере зависит от содержания и постановки лабораторного практикума.

Лаборатория процессов и аппаратов, оснащенная действующими типовыми аппаратами и машинами (моделями), помогает студентам практически изучить физико-химическую сущность технологических процессов, конструкции и технику обслуживания химической аппаратуры, а также определить ее важнейшие характеристики и установить факторы, влияющие на производительность и экономичность установок.

Таким образом, в лаборатории процессов и аппаратов студенты не только знакомятся с практической стороной курса, но и приобретают навык научного исследования.

Хорошо поставленный лабораторный практикум позволяет воспитывать у будущего инженера правильное понимание диалектической взаимосвязи научной гипотезы или закона с опытом, с практикой, закрепить его теоретические знания и лучше подготовить его к практической деятельности, направленной на дальнейший технический прогресс нашей промышленности.

В основу настоящего руководства положен опыт работы лаборатории процессов и аппаратов имени К. Ф. Павлова Ленинградского технологического института имени Ленсовета с учетом опыта аппаратурных лабораторий других высших учебных заведений.

При подготовке нового издания этого учебного пособия было обращено особое внимание на усиление исследовательских

элементов в каждой студенческой работе, на введение в лабораторный практикум таких работ, которые отражают современную тенденцию соединения экспериментальных и промышленных установок с электронно-вычислительными машинами. С этой целью в практикум введены такие работы, как «Ректификация — ЭВМ», «Изучение гидродинамической структуры потоков», «Определение коэффициента продольного перемешивания в колонном аппарате с насадкой». В дальнейшем такое направление в лабораторных процессах и аппаратах будет развиваться. Каждая работа дополнена несколькими контрольными вопросами, что содействует самостоятельной работе студента и в некоторой степени позволяет методически связать теоретические основы работы с практическим ее проведением.

В связи с ограниченным объемом книги некоторые работы, содержащиеся в предыдущих изданиях, пришлось исключить.

Данное учебное пособие написано коллективом преподавателей кафедры процессов и аппаратов ЛТИ имени Ленсовета в составе: Т. И. Козлова (работа 19), Б. Р. Куликов (работа 13), М. И. Курочкина (работы 1, 26), А. Д. Кушкова (работа 18), В. Н. Лепилин (работы 10 и 21), В. Д. Лукин (работа 11), В. Д. Лунев (работа 26), А. А. Медведев (работа 2), Н. А. Мельников (работа 18), О. В. Муратов (работа 12), А. А. Носков (работы 4, 5, 6, 9, 10, 15, 16, 18, 21), Н. В. Озерова (работа 20), И. С. Павлушенко (работы 3, 8 и 17), С. А. Плюшкин (работы 13, 14, 25), И. О. Протодьяконов (работа 12), Н. Б. Рашковская (работы 22, 23), П. Г. Романков (глава I и общее редактирование), В. И. Сарже (работа 12), Н. Н. Смирнов (работа 7), В. Ф. Фролов (работа 24), В. В. Фомин (работа 12), И. А. Щупляк (работа 7), П. А. Яблонский (работа 27).

Авторы надеются, что это учебное пособие может быть использовано не только при прохождении студентами лабораторного практикума, но и при создании новых и дооборудовании существующих лабораторий процессов и аппаратов в высших учебных заведениях, в научно-исследовательских институтах и на заводах. С этой целью в книгу включены основные характеристики оборудования учебных установок, данные о занимаемой площади и другие сведения.

Само собой разумеется, что современная лаборатория процессов и аппаратов должна иметь, кроме учебных установок, научно-исследовательские отделы для работы преподавателей, научных сотрудников, аспирантов и студентов, специализирующихся в области процессов и аппаратов.

Авторы выражают искреннюю признательность рецензентам рукописи доктору техн. наук профессору В. М. Лекае и доктору техн. наук профессору В. Б. Когану за ценные замечания.

В пятое издание внесены некоторые исправления. Заменена работа 12 и переделана работа 13.

П. Г. РОМАНКОВ

МЕТОДИЧЕСКИЕ ПРИНЦИПЫ И ПРОГРАММА ЛАБОРАТОРНЫХ ЗАНЯТИЙ

ОБЩИЕ МЕТОДИЧЕСКИЕ ВОПРОСЫ

Основные задачи лабораторного практикума по процессам и аппаратам в химико-технологических вузах должны определяться теми требованиями, которые предъявляет современная промышленность к инженерам-технологам-химикам.

Развитие в нашей стране химической промышленности основывается на внедрении новой техники, непрерывных методов производства, автоматике управления, интенсификации и оптимизации технологических процессов. Несомненно, что химическая практика будет непрерывно расширять пределы применяемых температур и давлений как в сторону высоких температур и давлений, так и в область глубоких холода и вакуума.

Необходимо учитывать, что увеличение масштабов современных химических производств, а также химическая активность перерабатываемых веществ потребуют дальнейших поисков новых конструкционных материалов, защитных покрытий и методов изготовления химической аппаратуры.

Изучение комплекса этих вопросов, естественно, должно быть осуществлено в ряде общеинженерных и специальных технологических лабораторий. Поэтому, кроме общей аппаратурной лаборатории, в химических вузах должны быть лаборатории: математического моделирования и оптимизации химико-технологических процессов, контрольно-измерительных приборов и автоматике, химического сопротивления материалов, а также аппаратурные отделы в лабораториях по специальной технологии. Желательно, чтобы лаборатория вычислительной техники и математического моделирования, а также лаборатория контрольно-измерительных приборов (КИП) предшествовали лаборатории процессов и аппаратов или, в крайнем случае, проходились бы одновременно, так как при испытании химической аппаратуры студенты пользуются КИП, а при обработке экспериментальных данных — ЭВМ.

Как известно, лаборатория процессов и аппаратов по своему оснащению значительно отличается от обычных химических лабораторий (например, от лаборатории качественного и количественного анализа). Это отличие, прежде всего, состоит в том, что в химических лабораториях представлена лабораторная техника, а

в аппаратурной лаборатории — промышленная техника. Для последней характерно наличие машин и аппаратов с относительно большой производительностью.

Несомненно, что методика практикума в лаборатории процессов и аппаратов должна отличаться от методики обычных химических лабораторий. Лаборатория процессов и аппаратов химической технологии уже выработала свой путь методического развития.

Прежде всего необходимо ответить на вопрос: какой принципиальный облик должна иметь эта лаборатория в части учебно-методических функций?

Очевидно, в лаборатории нет необходимости представлять в миниатюре целые производства, хотя бы и богатые разнообразной аппаратурой (например, производство соды, производство серной кислоты и т. д.). Законченные производственные циклы должны частично изучаться в лабораториях химической технологии, а главным образом при прохождении специальной производственной практики.

Цель аппаратов с рядом последовательных превращений обрабатываемого материала не дает возможности студенту сосредоточить свое внимание на отдельных важных моментах технологического процесса. Кроме того, установки такого типа обычно мало пригодны для изменения режима и изучения отдельных аппаратурных звеньев.

Поэтому в аппаратурной лаборатории следует создавать установки, приспособленные именно для учебных целей, но вместе с тем являющиеся мостом от вуза к производству, от теории к промышленной практике, дающие возможность быстро, уверенно и грамотно освоить заводскую обстановку и аппаратуру, начиная уже со студенческой производственной практики. Лишь при этом условии получится логически последовательная подготовка инженера.

Лабораторные занятия должны быть построены на испытанном методологическом процессе: «от элементов к целому» (индукция и синтез).

Прежде всего необходимо практически ознакомить студентов с главнейшими типами общей химической аппаратуры (фильтрами, выпарными аппаратами, сушилками, ректификационными колоннами, абсорберами и т. п.), их устройством, принципом действия, причинами, обусловившими их форму и материал. Нужно на первых порах показать студенту, что условия технологии химического машиностроения накладывают неизбежный отпечаток на конструкции химической аппаратуры, а иногда и определяют их. Попутно студенты должны ознакомиться с основными деталями химических машин и аппаратов (клапаны, сальники, распределительная головка фильтра, ректификационные тарелки и т. п.) путем разборки и сборки некоторых из них. Желательно привить студентам хотя бы минимальные практические навыки монтажа деталей и ознакомить их с применяемым инструментом, незнание которого недопу-

стимо для инженера (само собой разумеется, что эти работы должны производиться под руководством учебного мастера).

Далее необходимо дать студентам возможность натренироваться в самостоятельном управлении и обслуживании отдельных аппаратов и машин: пуск, настройка заданного режима, обслуживание во время процесса, остановка.

С первых же шагов знакомства с действующими машинами и аппаратами необходимо воспитать у студентов технически грамотное, смелое и уверенное обращение с ними при строгом соблюдении всех правил техники безопасности.

Наконец, необходимо обеспечить детальное изучение типовых технологических процессов, показать взаимную связь отдельных параметров и влияние различных факторов на ход процесса. Здесь, в сущности, студенты знакомятся с методами научного исследования в области процессов и аппаратов химической технологии.

Зная физико-химическую сущность процесса, его основные характеристики и возможности аппаратуры при разных режимах ее работы, инженер перестает быть «рабом машины»; он становится инженером-творцом, наиболее эффективно и разумно использующим все богатство современной химической техники.

Само собой разумеется, что учебное оборудование в аппаратурной лаборатории должно быть оснащено современными контрольно-измерительными приборами и приборами дистанционного управления. Наличие разнообразных контрольно-измерительных приборов позволит не только проводить испытание отдельных аппаратурных установок, но и заставит студентов практически освоить их работу. Развитие у студентов навыков самостоятельного критического подхода к решению технических вопросов должно являться одной из основных задач лаборатории процессов и аппаратов. Поэтому студент не делает ни одной работы «просто для навыков»; везде, даже в самой небольшой работе, студенту необходимо критически подходить к решению поставленных технических задач и приучаться технически мыслить, всегда интересуясь вопросами: как и почему? По этой же причине практическим работам предшествует самостоятельное ознакомление с аппаратурой установки и задачей работы.

Некоторым работам по испытанию аппаратов и машин целесообразно предпослать самостоятельное составление студентами плана испытания и теоретический расчет, который затем сравнивается с данными опыта.

В некоторых случаях целесообразно потребовать от студентов самостоятельного составления пусковых инструкций.

Порядок выполнения работ. Прежде чем приступить к пуску учебной установки, необходимо изучить содержание работы. Для этого студентам следует ознакомиться с оборудованием, относящимся к данной работе, схемой установки и изучить инструкцию. Ответив на контрольные вопросы (включая вопросы по технике безопасности) и получив разрешение преподавателя, студенты приводят установку в действие и приступают к необходимым

замерам и записям показаний контрольно-измерительных приборов.

Без разрешения преподавателя студентам категорически запрещается пускать установки и включать приборы.

О всех замеченных неполадках и неисправностях студенты обязаны немедленно сообщать преподавателю или лаборанту.

Наиболее сложные учебные установки должны быть снабжены настенными плакатами со схемой установки и контрольно-измерительных приборов, а также блок-схемами расчета на ЭВМ.

Для каждой работы необходимо иметь рабочую инструкцию и соответствующие учебные пособия (например, психрометрические или паровые таблицы, диаграмму Рамзина, кривые равновесия и т. п.).

Отчет о лабораторной работе студенты должны представлять по определенной форме на отдельных бланках. На бланках указывают: названия института и лаборатории, фамилию и инициалы студента, факультет, номер группы; здесь также должно быть отведено место для названия работы (с указанием ее номера), задания, схемы установки, таблицы измеренных и рассчитанных величин, графической обработки экспериментальных данных (миллиметровая и логарифмическая сетки). Каждую работу подписывают студент и преподаватель, принимающий работу.

При составлении отчета о работе студентам приходится делать много вычислений, связанных с обработкой полученных ими опытных данных. Здесь уместно напомнить студентам методы приближенных вычислений и ознакомить их с техникой работы на счетных машинах, что очень важно для инженера. Рационализация техники расчета позволит уплотнить время, отводимое для работы в целом, и употребить его для лучшего знакомства с химической техникой, представленной в лаборатории.

Отчет о своей работе студент должен, по возможности, закончить в лаборатории, что является показателем его организованности и дисциплинированности; при этом обеспечивается надлежащий контроль за самостоятельностью работы студента и возможность внесения необходимых исправлений по ходу работы.

ОСНОВНЫЕ ТРЕБОВАНИЯ, ПРЕДЪЯВЛЯЕМЫЕ К УЧЕБНЫМ УСТАНОВКАМ

При организации лабораторного практикума по курсу «Процессы и аппараты» необходимо руководствоваться следующими соображениями:

1. Изучение химической аппаратуры должно идти, по возможности, совместно с изучением того типового процесса, для которого она предназначена. Именно это нужно технологам-химикам, так как в данном случае одно от другого неотделимо. Вникая в механико-конструктивные особенности аппарата, технолог-химик должен в первую очередь позаботиться о рациональном осуществ-

влении самого процесса (к которому и необходимо подобрать или создать новое аппаратурное оформление).

Вопросы экономики (к. п. д., удельная производительность, расходные коэффициенты и др.) должны непременно учитываться при изучении химической аппаратуры.

2. Нужно отказаться от представления в лаборатории многообразных форм и конструкций аппаратов, так как в основе этого многообразия лежит относительно малое число типов, основанных на небольшом количестве принципов; студент, твердо усвоив эти основные элементы, легко разберется и в их сочетании.

3. Где допустимо по производительности (и по габаритам), следует употреблять типовые промышленные машины и аппараты малых размеров (например, дробилки, насосы, вентиляторы, фильтры и т. п.). Там, где это недопустимо, делать соответствующие модели. Эти модели должны обеспечить, прежде всего, возможность моделирования изучаемого процесса, при сохранении современного конструктивного оформления. Это последнее, кстати сказать, со временем морально стареет; оно иногда недолговечно и заменяется новыми конструкциями. Сами же процессы (технологические приемы) более долговечны; поэтому в лаборатории необходимо делать основной упор на возможность изучения в первую очередь процесса, а затем уже аппаратурной конструкции, дополняя это изучение графическим и литературным материалами.

4. Каждый изучаемый аппаратурный агрегат, как отмечалось выше, должен быть самостоятельным, так как изучение цели аппаратов и технически сложно и методически нерационально.

5. В аппаратах материалы должны обрабатываться по замкнутому циклу (по возможности), иначе усложняется и удорожается обслуживание лаборатории; учебные установки теряют гибкость и, кроме того, часто создаются неприемлемые гигиенические условия; по этой причине в качестве рабочих веществ следует выбирать дешевые безвредные вещества (воздух, воду, песок и др.).

6. Учебные установки должны быть приспособлены для опытов при различных режимах; это необходимо для всестороннего изучения процесса и проведения технологических испытаний аппаратуры.

Поэтому учебные установки должны быть оборудованы, как указывалось выше, контрольно-измерительными приборами и соответствующими устройствами для создания того или иного заданного режима работы в изучаемом аппарате или машине.

Успешное проектирование таких гибких в управлении установок возможно только после исчерпывающей методической проработки учебных задач, которые должны быть поставлены на данной установке.

7. Учебные установки должны отличаться максимальной простотой и наглядностью; в них должно быть только необходимое и достаточное, ничего лишнего, отвлекающего внимание и загораживающего память, а кроме того, нужно на первых порах показывать студентам возможно более простые и экономичные

конструктивные решения и компоновку, разумеется, где это не идет в ущерб назначению установки и удобству обращения с ней в этих условиях.

В этом отношении учебные установки не должны особенно отличаться от установок, создаваемых для научно-исследовательских работ.

Учебные установки должны быть устроены так, чтобы студент мог видеть ход изучаемого процесса. Там, где это допустимо, аппараты должны быть изготовлены целиком или частично из прозрачной пластмассы, стекла либо должны иметь смотровые окна.

Все эти требования к учебным установкам учтены Гипровузом Министерства высшего и среднего специального образования СССР при разработке типовых проектов нестандартного оборудования кафедры «Процессы и аппараты» химических вузов. Проекты разработаны Гипровузом с участием специалистов кафедр процессов и аппаратов Московского института химического машиностроения, Ленинградского технологического института имени Ленсовета, Московского химико-технологического института имени Д. И. Менделеева, Московского института тонкой химической технологии имени М. В. Ломоносова и других вузов на основе лучших установок, уже опробованных в институтах.

Альбом типовых проектов, изданный Гипровузом в 1963 г., содержит проекты следующих установок:

1. Экстракционная установка.
2. Ректификационная установка.
3. Абсорбционная установка.
4. Установка получения умеренного холода.
5. Выпарная установка.
6. Установка для сушки растворов и суспензий в кипящем слое инертного материала.
7. Стенд теплообменников.
8. Установка для изучения гидродинамики взвешенного слоя.
9. Установка для исследования работы рамного фильтр-пресса.
10. Установка для испытания поршневого вакуум-насоса.
11. Установка для гидравлического испытания труб и арматуры.
12. Фильтрационная установка непрерывного действия.
13. Установка для обеспыливания газов.
14. Стенд для изучения гидродинамики тарельчатой и насадочной колонн.

ПРОГРАММА ЛАБОРАТОРНОГО ПРАКТИКУМА

Ниже приводим примерный перечень лабораторных работ по курсу «Процессы и аппараты».

1. Гидромеханические процессы

1. Определение режима течения жидкости.
2. Определение поля скоростей в трубопроводе.

3. Определение гидравлических сопротивлений трубопроводов.
4. Построение кривой суммарных напоров (на основе уравнения Бернулли).
5. Гидродинамика колонных аппаратов.
6. Определение поверхности уровня жидкости при вращении.
7. Определение характеристик центробежного насоса.
8. Определение характеристик центробежного вентилятора.
9. Изучение гидродинамической структуры потоков в аппаратах.
10. Определение расхода энергии на размешивание.
11. Изучение гидродинамики взвешенного (псевдооживленного) слоя; определение скорости витания.
12. Изучение работы циклона.
13. Гидравлическая классификация и сгущение водных суспензий.
14. Определение констант процесса фильтрования.
15. Определение производительности вакуум-фильтра.
16. Определение производительности центрифуги.
17. Изучение работы компрессора.

II. Тепловые и массообменные процессы

18. Определение коэффициентов теплоотдачи.
19. Испытание тепловой изоляции.
20. Испытание выпарной установки.
21. Испытание ректификационной установки.
22. Определение коэффициента массопередачи при абсорбции.
23. Определение коэффициента массопередачи при адсорбции.
24. Испытание экстракционной установки.
25. Испытание сушильной установки.
26. Снятие опытных кривых сушки.

III. Холодильные процессы

27. Определение холодопроизводительности компрессионной холодильной установки.
28. Определение дроссель-эффекта.

IV. Механические процессы

29. Изучение работы дробилок, мельниц, питателей и сортирующих устройств (сит). Ситовой анализ. Определение удельной поверхности сыпучих материалов.

По учебному плану для химико-технологических специальностей на прохождение лаборатории процессов и аппаратов отводится 72 ч.

Так как ряд лабораторий процессов и аппаратов не имеет оборудования для всех работ, указанных в программе, возможна некоторая замена одних работ другими, применительно к

возможностям данной лаборатории. Следует иметь в виду, что в программе лабораторных занятий имеются близкие по своему содержанию работы: например, определение характеристики центробежных насоса и вентилятора. Конечно, можно ограничиться выполнением одной из названных работ. Определение коэффициента теплопередачи можно сделать на выпарной установке одновременно с ее испытанием или одновременно с испытанием сушилки, ректификационной колонны, холодильной установки, в зависимости от имеющегося оборудования.

Материальная часть лаборатории должна быть представлена в несколько большем объеме, чем обязательный минимум. В частности, полезно иметь в лаборатории электрофильтр, установку для мокрого пылеулавливания, установку для пенной абсорбции, высокочастотную сушилку, различные конструкции фильтров, центрифуг, насосов, компрессоров, макеты ректификационных тарелок, различные насадочные элементы, набор образцов фильтрующих материалов, арматуры, прокладок, тепловой изоляции и пр.

Лабораторный практикум должен быть оснащен современной вычислительной техникой. При этом возможно ее использование в различных вариантах: ускорение и повышение точности трудоемких расчетов с помощью автоматических клавишных машин, например, типа «Rasa», проведение исследования процессов и управления ими с помощью аналоговой вычислительной техники, например, с помощью малогабаритной машины МН-7, составление программ расчета задач какого-либо класса в алгольной форме записи, реализуемых на ЭЦВМ, например, на БЭСМ-4¹, наконец, управление технологическими процессами и их оптимизация с помощью программноуправляющих машин, с помощью малого исследовательского комплекса — машины УМ-1Н-ХМ. С другими вычислительными машинами (большей мощности) студенты познакомятся в лаборатории кафедры математического моделирования и оптимизации химико-технологических процессов.

В следующих главах приведено описание отдельных работ. Каждая работа изложена по единому плану, в конце ее описания приведена литература, относящаяся к данной работе. Кроме того, имеется список общей литературы (см. стр. 244).

¹ Подобные большие ЭВМ должны находиться в вычислительном центре вуза.

ГИДРОМЕХАНИЧЕСКИЕ ПРОЦЕССЫ

Работа 1

ОПРЕДЕЛЕНИЕ РЕЖИМА ТЕЧЕНИЯ ЖИДКОСТИ

Введение

При расчетах технологических процессов, связанных с движением газов и жидкостей, необходимо учитывать характер движения потока.

На примере жидкости, пропускаемой по трубопроводу, можно установить существование двух режимов течения — ламинарного и турбулентного. Обычно при малых скоростях (и малых диаметрах трубопровода) элементарные струйки жидкости движутся параллельно, как бы скользя друг по другу, не перемешиваясь. Такое течение называется *ламинарным* или *слоистым* (вязким).

При больших скоростях наблюдается поперечное перемешивание струек жидкости за счет образованных вихрей. Этот вид течения называется *турбулентным*.

Для установившегося потока при ламинарном течении скорость постоянна в каждой точке жидкости, а при турбулентном течении — колеблется около некоторого среднего значения (за счет пульсаций¹). Распределение скоростей по поперечному сечению трубопровода при ламинарном течении происходит по параболе, причем средняя скорость потока составляет 0,5 от максимальной (по оси потока). При турбулентном течении изменение скоростей в поперечном сечении трубопровода идет по более пологой кривой и средняя скорость составляет 0,8—0,9 от максимальной.

Характер движения жидкости (газа) зависит, как показали опыты, не только от средней скорости потока, но и от геометрических размеров потока (эквивалентного диаметра²), вязкости и плотности жидкости (газа). Влияние перечисленных физических

¹ Т. е. изменения своего значения и направления во времени.

² Эквивалентным диаметром $d_э$, $D_э$ называют диаметр, выраженный через гидравлический радиус. Гидравлическим радиусом $R_г$ называют отношение «живого» (фактического, действительного) сечения потока $F_{ж.с}$ к его смоченному периметру Π :

$$d_э = 4R_г = 4 \frac{F_{ж.с}}{\Pi}$$

Для круглой трубы $d_э = d$.

параметров потока на характер движения определяется величиной критерия (числа) Рейнольдса

$$Re = \frac{wd_3\rho}{\mu} = \frac{wd_3}{\nu} \quad (1-1)$$

где w — средняя скорость потока, м/с;
 d_3 — эквивалентный диаметр трубопровода, м;
 ρ — плотность жидкости (газа), кг/м³;
 μ — динамический коэффициент вязкости, Па·с;
 $\nu = \mu/\rho$ — кинематический коэффициент вязкости, м²/с.

Критерий Рейнольдса показывает соотношение сил инерции, характеризующихся скоростью потока и его размерами, и сил внутреннего трения, характеризующихся вязкостью потока. Отсюда следует, что турбулентное течение свойственно потокам, обладающим развитыми силами инерции, а ламинарное — характерно для потоков, в которых силы внутреннего трения преобладают над силами инерции¹.

Установлено, что для ламинарного режима численное значение критерия Рейнольдса всегда меньше, а для турбулентного режима — всегда больше некоторого определенного «критического» значения. Например, для прямых труб критическое значение критерия Рейнольдса $Re_{кр} = 2300$.

Необходимо отметить, что приведенное критическое значение является в известной степени условным, так как трудно обнаружить резкий переход от ламинарного режима к турбулентному. В действительности обычно наблюдается так называемая «переходная» область исчезновения ламинарного режима и установления турбулентного состояния потока. Численные значения критерия Рейнольдса для переходной области находятся в пределах $2300 \div 10\,000$. При значении Re более $10\,000$ режим потока становится развитым (устойчивым) турбулентным.

Для змеевиков значение $Re_{кр}$ повышается в зависимости от отношения диаметра d трубы к диаметру D змеевика (d/D) и может достигать $7000 \div 8000$.

Цель работы — изучение изменений, происходящих в потоке при различных режимах течения.

Описание установки

Схема установки приведена на рис. 1-1. Воду из городского водопровода подают в бак 1 по трубе 3, регулируя подачу вентилем 4. Для предупреждения переполнения бака установлена переливная труба 5. Слив воды при промывке бака производят по грязевой трубе 6 через вентиль 7. Для наблюдения за поступлением и сливом воды из бака установлена воронка 8 на трубе 9 (линия канализации).

¹ В трубах с очень гладкими стенками ламинарное течение может существовать и при $Re > 2300$, однако такое течение неустойчиво и небольшие возмущения вызывают переход к турбулентному движению.

Во время работы установки вода из бака 1 по питательной трубе 13 через вентиль 22 поступает в расходный бак 16. Излишек воды через воронку 17 и переливную трубу 24 сливается в канализацию.

Для предупреждения переполнения бака и перелива воды на пол установлена аварийная сигнализация — сигнализатор уровня 27 с датчиком 28, соединенный с сигнальным устройством 26.

При наполнении бака освещается табло «Закройте вентиль» и включается звуковой сигнал.

Из расходного бака 16 вода по стеклянной трубе 15 поступает в буферный бак 14 и сливается из него через регулировочный вен-

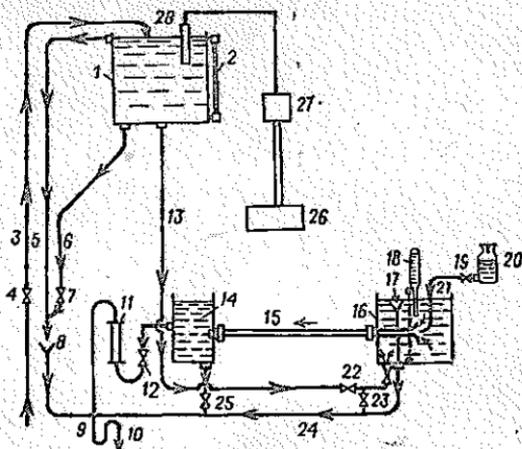


Рис. 1-1. Установка для определения режима потока:

1 — бак для воды; 2 — волюмерное стекло; 3, 5, 6, 9, 13, 21, 24 — трубопроводы; 4, 7, 12, 19, 22, 23, 25 — вентиль и краны; 8, 17 — воронки; 10 — гидравлический затвор; 11 — ротаметр; 14 — буферный бак; 15 — стеклянная труба; 16 — расходный бак; 18 — термометр; 20 — бачок с краской; 23 — сигнальное устройство; 27 — сигнализатор уровня; 28 — датчик.

тиль 12 и ротаметр 11 в канализацию. Из бака с краской 20 через кран 19 по тонкой трубке 21 подкрашенная струйка воды поступает в стеклянную трубу 15.

По окончании работы для опорожнения баков 14 и 16 пользуются соответственно вентилем 25 и краном 23.

Температуру воды (для нахождения вязкости) определяют по термометру 18.

Для успешного проведения опытов весьма важными условиями являются стабилизация потока в стеклянной трубе 15 и согласование скоростей истечения краски со скоростью самого потока. В этих целях приняты следующие меры.

Так как в городском водопроводе наблюдаются временами колебания напора и пульсации потока, то воду из водопровода подают сначала в запасный бак 1 достаточно большой вместимости. Отсюда вода поступает в расходный бак 16 по питательной трубе 13, начальный конец которой выступает над дном бака 1 не менее, чем на 50 мм, чтобы оседающая на дно бака грязь не

попадала в установку. Для достижения спокойного входа в расходный бак 16 вода в него поступает не сверху, а через специальное отверстие в дне бака с плавным расширением для гашения скорости. Затем, для дальнейшего успокоения, вода проходит через перегородку (во всю ширину бака), выполненную из тройного слоя сетки с мелкими отверстиями. И, наконец, вход воды в стеклянную трубу сделан в виде плавного сужения. Постоянный уровень воды в баке 16 поддерживается с помощью внутренней заналичной трубы с переливной воронкой 17, которая может быть установлена на нужной высоте, так как заналичная труба (медная, никелированная) проходит в дне бака 16 через специальный сальник и соединяется со сливным трубопроводом 24 гибким шлангом.

Для согласования скорости истечения краски со скоростью воды в стеклянной трубе 15 бак с краской 20 может перемещаться по вертикали и закрепляется на нужной высоте для создания необходимого напора при истечении краски. Расход краски регулируется краном 19 со специальным червячным приспособлением для плавного открывания и закрывания краника. Для установления выходного отверстия трубки с краской по оси стеклянной трубы 15 на крышке бачка смонтировано специальное регулирующее устройство.

Методика проведения работы

Работу начинают с установления ламинарного режима и, увеличивая постепенно скорость движения воды в стеклянной трубе, наблюдают за изменениями, происходящими с подкрашенной струйкой при разных режимах течения.

После наглядного изучения поведения подкрашенной струйки приступают к измерению величин, необходимых для определения числа Рейнольдса, начиная с ламинарного режима и кончая турбулентным.

Перед началом работы проверяют наличие воды в баке 1 по водомерному стеклу 2. Если воды в баке меньше половины, то открывают вентиль 4 и заполняют бак, следя за уровнем воды в водомерном стекле. Следует проверить, включен ли сигнализатор уровня 27. Затем закрывают вентиль 4 и заполняют баки 14 и 16, открывая вентиль 22. По достижении уровня сливной воронки 17 прикрывают вентиль 22, оставляя самую незначительную подачу воды. Затем понемногу открывают вентиль 12, устанавливая по ротаметру 11 минимальный расход воды.

В первой части работы для пуска подкрашенной струйки постепенно открывают кран 19. Регулируя степень открытия вентилей 12 и 22 и крана 19, добиваются четкого очертания подкрашенной струйки, хорошо видимой на освещенном фоне экрана. Наличие резко выделяющейся, четко очерченной подкрашенной струйки указывает на наступление ламинарного режима. Для достижения лучшего эффекта нужно открыть вентиль 22 так, чтобы приток воды лишь немного превышал расход, и затем пробными откры-

тиями крана 19 установить скорость истечения краски, одинаковую со скоростью воды.

Увеличивая затем степень открытия вентиля 12, повышают тем самым скорость воды в стеклянной трубе 15, вследствие чего ламинарный режим начинает нарушаться и переходит в турбулентный. При этом надо регулировать открытие крана 19, а также вентиля 22, не позволяя уровню воды в баке 16 опускаться ниже воронки 17.

Во второй части работы производят замеры, необходимые для определения значений числа Рейнольдса при разных режимах течения. Настраивают установку на ламинарный режим (как было указано выше) и приступают к определению расхода воды по ротаметру 11. Увеличив степень открытия вентиля 12 и отрегулировав, если нужно, открытие вентиля 22 и крана 19, приступают к новому измерению расхода воды. Таких замеров проводят несколько (5—6), заканчивая их при развитом турбулентном движении. При этом записывают также показания термометра, так как температура воды может меняться.

После проведения всех измерений приступают к обработке полученных результатов.

Обработка опытных данных и составление отчета

Определяют среднюю скорость движения воды в стеклянной трубе

$$w = \frac{G}{0,785d^2\rho}$$

где G — расход воды, кг/с;

d — внутренний диаметр стеклянной трубки (25 мм), м;

ρ — плотность воды, кг/м³.

Результаты наблюдений, опытные и расчетные данные заносят в отчетную таблицу. Отчет должен также содержать задание и схему установки со спецификацией.

ОТЧЕТНАЯ ТАБЛИЦА

№ опыта	Расход воды G , кг/с	Температура воды		Вязкость воды μ , Па·с	Скорость движения воды w , м/с	Re	Состояние подгра- шенной струйки	Режим потока
		t , °С	T , К					

Контрольные вопросы к работе 1

1. Какое течение называют ламинарным?
2. По какому закону меняется скорость потока в поперечном сечении трубопровода при ламинарном течении?
3. Как определить среднюю скорость потока, движущегося ламинарно?

4. Какое течение называют турбулентным?
5. Какие величины характеризуют режим течения потока?
6. Каково соотношение между средней и максимальной скоростями потока при турбулентном течении?
7. Что такое критерий Рейнольдса? Каков его физический смысл?
8. Назовите критическое значение числа Рейнольдса для прямых труб, для змеевиков.
9. При каком значении числа Рейнольдса наблюдают развитый турбулентный режим потока?
10. Что такое эквивалентный диаметр и гидравлический радиус?
11. Какая скорость потока входит в критерий Рейнольдса?
12. В каком интервале чисел Рейнольдса наблюдают «переходную» область турбулентного режима течения?
13. От каких параметров зависит значение $Re_{кр}$ для змеевиков?

Дополнительная литература

Касаткин А. Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. Изд. 9-е, М., Химия, 1973. 750 с.

Работа 2

ИЗУЧЕНИЕ ПОЛЯ СКОРОСТЕЙ В ТРУБОПРОВОДЕ

Введение

Из гидродинамики известно, что скорость движения жидкости или газа в трубопроводе неодинакова в различных местах сечения потока. Для вполне сформировавшегося установившегося потока местная (локальная) скорость движения частиц жидкости меняется по сечению от нуля до нуля, проходя через максимум. Распределение местных скоростей по сечению зависит от режима течения.

При ламинарном режиме течения, представляющем собой упорядоченное послойное движение, отдельные частицы жидкости перемещаются по трубопроводу как бы слоями, не перемешиваясь между собой. Считают, что в круглой трубе постоянного сечения жидкость при этом режиме перемещается концентрическими слоями, скорость которых изменяется в пределах сечения по параболическому закону от нуля у стенок трубопровода до максимального значения в центре потока (по оси трубопровода). В этом случае средняя по сечению скорость потока $w_{ср}$ равна половине максимальной (или осевой) скорости $w_{макс}$:

$$\frac{w_{ср}}{w_{макс}} = 0,5 \quad (2-1)$$

При турбулентном режиме течения отдельные частицы жидкости совершают беспорядочные неустановившиеся движения по сложным траекториям, что приводит к интенсивному перемешиванию слоев жидкости. Мгновенная скорость движения частиц здесь беспорядочно изменяется во времени как по величине, так и по направлению. Говорят, что скорость движения пульсирует около

среднего значения (следует отметить, что пульсационные изменения претерпевает не только скорость, но и давление, а в сжимаемой жидкости также и плотность). Вместо переменных по времени мгновенных значений продольных скоростей $w_{\text{прод}}$ принято рассматривать усредненное значение этих скоростей за некоторый промежуток времени $\tau_2 - \tau_1$. В этом случае местную скорость w можно представить в виде зависимости

$$w = \frac{\int_{\tau_1}^{\tau_2} w_{\text{прод}} d\tau}{\tau_2 - \tau_1} \quad (2-2)$$

Распределение местных скоростей по сечению при турбулентном режиме движения существенно отличается от параболического. В первом приближении, согласно теории Прандтля, можно принять, что это распределение характеризуется логарифмическим законом.

Для вполне развитого турбулентного потока отношение средней скорости $w_{\text{ср}}$ к максимальной $w_{\text{макс}}$ является функцией критерия Рейнольдса (о критерии Рейнольдса см. работу 1), т. е. $w_{\text{ср}}/w_{\text{макс}} = f(\text{Re})$.

В этом случае обычно

$$\frac{w_{\text{ср}}}{w_{\text{макс}}} \approx 0,8 \div 0,95 \quad (2-3)$$

Графическое выражение зависимостей $w_{\text{ср}}/w_{\text{макс}}$ от локального (максимального) и от среднего значения критерия Рейнольдса представлено на рис. 2-1.

Необходимо учитывать, что выражения (2-3) справедливы лишь для сечений стабилизированного потока (для сечений, перед которыми длина прямого участка трубы составляет не менее 50 диаметров: на участке такой длины успевают исчезнуть возмущения в потоке, вызванные изменениями конфигурации трубы)¹.

Экспериментальное изучение закона распределения скоростей в поперечном сечении потока производится на специальной лабораторной установке.

¹ При ламинарном режиме течения длина участка гидродинамической стабилизации потока L может быть определена по приближенному соотношению

$$\left(\frac{L}{d_s}\right)_{\text{гидр}} = 0,03 \text{Re} \quad (2-4)$$

где Re — критерий Рейнольдса, вычисленный по средней скорости потока;
 d_s — эквивалентный диаметр потока, равный для цилиндрической трубы внутреннему ее диаметру,

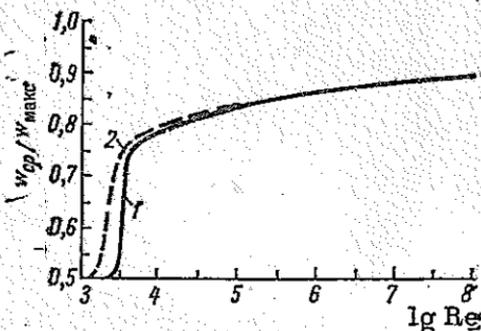


Рис. 2-1. Зависимости $\frac{w_{\text{ср}}}{w_{\text{макс}}}$ от Re :

$$1 - \text{Re}_{\text{макс}} = \frac{w_{\text{макс}} d\rho}{\mu}; \quad 2 - \text{Re}_{\text{ср}} = \frac{w_{\text{ср}} d\rho}{\mu}$$

Цель работы — исследование распределения локальных скоростей по сечению потока воздуха, определение средней скорости и расхода воздуха.

Работа заканчивается построением так называемого профиля (эпюры) локальных скоростей и сопоставлением расчетного значения расхода с показанием расходомера.

Описание установки (рис. 2-2)

Установка состоит из вентилятора 2 и воздухопровода 7 внутренним диаметром 150 мм и длиной 7 м.

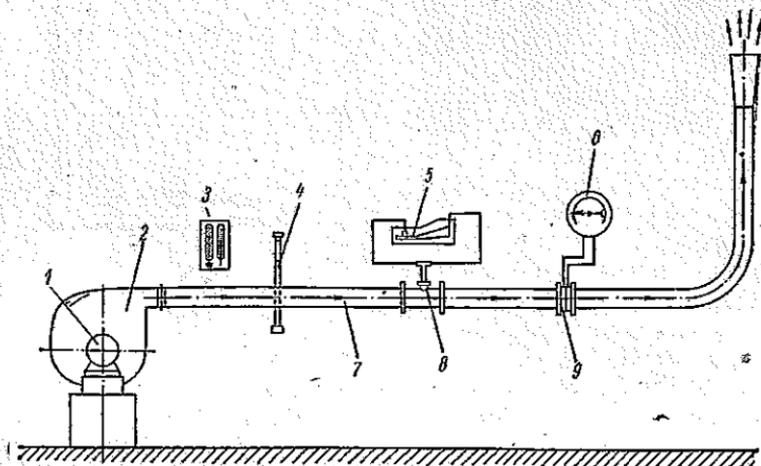


Рис. 2-2. Установка для изучения поля скоростей:

1 — электродвигатель; 2 — вентилятор; 3 — психрометр; 4 — ртутный чашечный барометр; 5 — дифференциальный манометр; 6 — расходомер; 7 — воздухопровод; 8 — трубка Пито—Прандтля; 9 — диафрагма.

На воздухопроводе расположены: 1) напорная трубка (трубка Пито—Прандтля) 8 с дифференциальным манометром 5, имеющим наклонную шкалу; 2) диафрагма 9, присоединенная к дифманометру (расходомеру) «кольцевые весы» 6.

Методика проведения работы

Для замера скоростей потока пользуются напорными трубками Пито—Прандтля. Напорная трубка состоит из двух трубок — внутренней и наружной (рис. 2-3). Внутренняя трубка, открытая с торца навстречу потоку, воспринимает общее давление, равное сумме статического и скоростного (динамического) давлений. Наружная трубка, имеющая круговую прорезь на боковой поверхности, воспринимает только статическое давление. Напорная трубка всегда устанавливается вдоль оси трубопровода, открытым концом навстречу потоку. По разности общего и статического давлений

можно определить скоростное (динамическое) давление, обычно обозначаемое через $\Delta p_{ск}$.

Выведенные наружу (за пределы трубопровода) концы внутренней и наружной трубок имеют следующие отличительные знаки: для статического давления знак минус \ominus , для общего давления — знак плюс \oplus .

Для измерения разности давлений концы трубок присоединяют к дифференциальному манометру¹, показывающему значение скоростного давления $\Delta p_{ск}$.

Из формулы

$$\Delta p_{ск} = \frac{\omega^2 \rho}{2} \quad (2-5)$$

находят значение местной скорости:

$$\omega = \sqrt{\frac{2 \Delta p_{ск}}{\rho}} \quad (2-6)$$

Следует подчеркнуть, что измеренное значение $\Delta p_{ск}$ и вычисленная отсюда скорость ω относятся только к точке замера.

Для определения средней скорости потока необходимо произвести ряд замеров в разных точках поперечного сечения трубопровода.

Если полученные в результате этих измерений значения *локальных скоростей* отложить в масштабе на эскизе продольного разреза трубопровода в точках, соответствующих точкам замеров, и соединить концы векторов скоростей плавной кривой, то получим так называемый профиль или поле скоростей в трубопроводе (рис. 2-4).

При ламинарном движении поле скоростей в пространстве представляет собой параболоид вращения, а в плоскости — параболу (профиль Пуазейля). Среднюю скорость в этом случае определяют как среднюю высоту параболоида вращения

$$h_{ср} = \frac{V_{\text{параб}}}{F_{\text{параб}}} = \frac{\pi d^2 h}{8} : \frac{\pi d^2}{4} = \frac{h}{2} \quad (2-7)$$

где $V_{\text{параб}} = \frac{\pi d^2 h}{8}$ — объем параболоида вращения;

¹ Манометры, показывающие разность двух давлений, называются *дифференциальными манометрами* или сокращенно *дифманометрами*. В целях более точного отсчета скоростного давления (имеющего иногда очень небольшие значения) правое колено обычно U-образного манометра выполняют в виде наклонной трубки, а левое — в виде сосуда для манометрической жидкости. Дифференциальные манометры в таком выполнении называются *микроманометрами*.

Микроманометры обычно заполняются подкрашенным спиртом и градуируются в мм вод. ст.

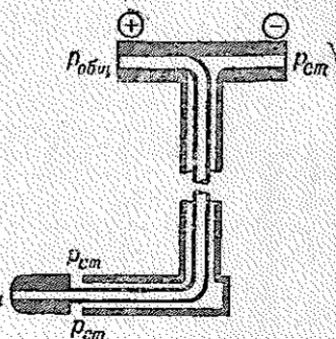


Рис. 2-3. Трубка Пито—Прандтля (схема).

$F_{\text{параб}}$ — площадь основания параболоида, равная площади поперечного сечения круглой трубы диаметром d ;

h — высота параболоида, соответствующая скорости по оси трубопровода $\omega_{\text{ос}}$.

Таким образом

$$\omega_{\text{ср}} = 0,5\omega_{\text{ос}}$$

При турбулентном движении поле скоростей имеет иной вид. Средняя скорость потока в круглой трубе в этом случае также будет являться средней высотой тела вращения, образованного

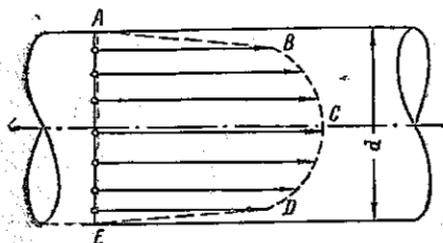


Рис. 2-4. Профиль скоростей.

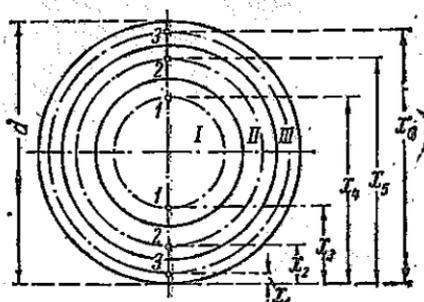


Рис. 2-5. Деление поперечного сечения трубопровода на ряд равновеликих кольцевых площадок.

полем скоростей, но для турбулентного потока определение средней скорости расчетным методом становится затруднительным.

Ниже рассмотрен сравнительно простой способ определения средней скорости турбулентного потока по измеренным локальным скоростям, который заключается в следующем.

Поперечное сечение трубопровода условно делится на ряд равновеликих кольцевых площадок I, II, III (рис. 2-5). Каждая кольцевая площадка, в свою очередь, делится окружностью (проведенной пунктиром) на две равные по площади части. Точки 1, 2, 3, отмеченные на этих пунктирных окружностях, являются срединными точками выделенных кольцевых площадок I, II, III.

Если произвести замеры локальных скоростей в точках 1, 2, 3, то получатся средние скорости потока для каждой кольцевой площадки. А так как все кольцевые площадки по условию равновелики, то средняя арифметическая величина из замеренных в точках 1, 2, 3 скоростей и будет являться средней скоростью данного потока.

Расстояния x от стенок трубопровода до средних точек каждой кольцевой площадки, т. е. до точек замера скоростей 1, 2, 3 (см. рис. 2-5), определяют по следующей формуле (которую вы-

водят из условия равенства площадей I, II, III),

$$x = \frac{d}{2} \left(1 \pm \sqrt{\frac{2n-1}{2N}} \right) \quad (2-8)$$

где d — диаметр трубопровода;

n — номера окружностей, делящих пополам кольцевые площадки (считая от центра трубопровода);

N — число кольцевых площадок.

Чем больше число кольцевых площадок, тем точнее будет значение средней скорости потока. В данной учебной установке для диаметра трубопровода $d = 150$ мм число кольцевых площадок N можно принять равным 3 (см. рис. 2-5). Тогда $n = 1 \div 3$. Знак минус в формуле (2-8) берется при определении значений x ниже оси трубопровода (x_1, x_2, x_3), знак плюс — для x , лежащих выше оси трубопровода (x_4, x_5, x_6).

Стандартные напорные трубки имеют диаметр $d = 12$ мм; следовательно, когда такая трубка находится в крайнем верхнем или крайнем нижнем положении, расстояние от оси напорной трубки AB до стенки трубопровода равно $12:2 = 6$ мм (рис. 2-6). Крайние же точки замеров по формуле (2-8) должны находиться от нижней стенки трубопровода на расстоянии:

$$x_1 = \frac{150}{2} \left(1 - \sqrt{\frac{2 \cdot 3 - 1}{2 \cdot 3}} \right) = 6,6 \text{ мм}$$

$$x_6 = \frac{150}{2} \left(1 + \sqrt{\frac{2 \cdot 3 - 1}{2 \cdot 3}} \right) = 143,4 \text{ мм}$$

Следовательно, можно с небольшой погрешностью принять, что точкам замеров x_1 и x_6 будут соответствовать крайние — нижнее и верхнее — положения напорной трубки в трубопроводе.

Для остальных точек замера (от x_2 до x_5) положения напорной трубки вычисляют по формуле (2-8). При проведении измерений положение трубки указывается стрелкой (укрепленной на верхней части трубки) по неподвижной вертикальной шкале, имеющей градуировку от 0 до 150 мм (соответственно диаметру трубопровода).

В формулу (2-6) входит плотность ρ влажного воздуха, которую рассчитывают, как сумму плотностей сухого воздуха и водяного пара, взятых при соответствующих парциальных давлениях

$$\begin{aligned} \rho_{\text{вл. возд}} &= \rho_{\text{сух. возд}} + \rho_{\text{вод. пар}} = \rho_0 \frac{p_{\text{возд}}}{p_0} \frac{T_0}{T} + \varphi \rho_{\text{нас. вод. пар}} = \\ &= \rho_0 \frac{B - \varphi p_{\text{нас. вод. пар}}}{p_0} \cdot \frac{T_0}{T} + \varphi \rho_{\text{нас. вод. пар}} \end{aligned} \quad (2-9)$$

где $\rho_0 = 1,293 \text{ кг/м}^3$ — плотность сухого воздуха при нормальных условиях: $T_0 = 273 \text{ К}$ и $P_0 = 101\,325 \text{ Па}$ (760 мм рт. ст.);

- B — барометрическое давление воздуха в условиях опыта, определяемое по барометру, Па;
 ϕ — относительная влажность воздуха (отношение парциального давления водяного пара в воздухе к давлению насыщенного водяного пара при той же температуре, равное отношению соответствующих концентраций). Эта величина определяется по психрометру, состоящему из двух термометров — сухого и мокрого, и по прилагаемой к нему таблице¹;
 $P_{\text{нас}}$ — давление насыщенного водяного пара, определяемое (по табл. IV Приложения) по температуре сухого термометра, Па;
 T — температура воздуха в условиях опыта, определяемая по сухому термометру, К;
 $\rho_{\text{нас}}$ — плотность насыщенного водяного пара, определяемая (по табл. IV Приложения) по температуре сухого термометра, кг/м^3 ;
 $p_{\text{возд}}$ — парциальное давление сухого воздуха при условиях замера, Па.

После проведения всех наблюдений и подсчетов получают значения локальных скоростей воздуха в шести точках поперечного сечения потока. Среднюю скорость потока определяют как среднее арифметическое из полученных значений локальных скоростей.

Затем дополнительно измеряют скоростное давление в центре трубопровода для вычисления максимальной скорости $w_{\text{макс}}$ на оси потока и находят отношение средней скорости к максимальной (осевой):

$$A = \frac{w_{\text{ср}}}{w_{\text{ос}}}$$

Если прямой участок трубопровода перед сечением замеров по длине значительно меньше участка гидродинамической стабилизации потока, то полученные значения местных скоростей будут несколько искаженными. В таких случаях для получения более точных результатов целесообразно измерять скоростные давления в двух взаимно перпендикулярных направлениях.

Величина полученного отношения средней скорости к осевой (A) может служить ориентировочной характеристикой режима течения потока. При $A = 0,5$ — поток ламинарный, при $A = 0,8 \div 0,95$ — поток турбулентный.

¹ Приборы и таблицы для определения входящих в формулу (2-9) величин размещены на настенном щите.

Для уточнения режима течения определяют критерий Рейнольдса

$$Re = \frac{\omega_{\text{ср}} d \rho_{\text{вл. возд}}}{\mu_{\text{вл. возд}}} \quad (2-10)$$

где $\omega_{\text{ср}}$ — средняя скорость воздуха, м/с;

d — внутренний диаметр трубопровода, м;

$\rho_{\text{вл. возд}}$ — плотность влажного воздуха, кг/м³;

$\mu_{\text{вл. возд}}$ — динамический коэффициент вязкости влажного воздуха при температуре сухого термометра, Па·с.

Обработка опытных данных и составление отчета

Отчет о работе должен включать:

А. Задание.

Б. Принципиальную схему установки и схему подключения трубки Пито — Прандтля.

В. Результаты наблюдений и расчетные величины.

1. Температура воздуха по сухому термометру:

$$t_{\text{сух}} = \dots \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T = 273 + t_{\text{сух}} = \dots \text{ } \text{K}$$

2. Температура мокрого термометра:

$$t_{\text{м}} = \dots \text{ } ^\circ\text{C}$$

3. Относительная влажность воздуха (по таблице):

$$\varphi = \dots \text{ (в долях)}$$

4. Барометрическое давление воздуха (по ртутному чашечному барометру):

$$B = \dots \text{ } \text{Па}$$

5. Давление насыщенного водяного пара при температуре сухого термометра (по таблице):

$$P_{\text{нас}} = \dots \text{ } \text{Па}$$

6. Плотность насыщенного водяного пара при температуре сухого термометра (по таблице):

$$\rho_{\text{нас}} = \dots \text{ } \text{кг/м}^3$$

7. Плотность влажного воздуха:

$$\rho_{\text{вл. возд}} = 1,293 \frac{B - \varphi P_{\text{нас}}}{1,013 \cdot 10^5} \cdot \frac{273}{T} + \varphi \rho_{\text{нас}} = \dots \text{ } \text{кг/м}^3$$

8. Вязкость воздуха при температуре сухого термометра (по таблице):

$$\mu_{\text{вл. возд}} \approx \mu = \dots \text{ } \text{Па} \cdot \text{с}$$

9. Определение точек замера скоростных давлений для $d = 150$ мм, $N = 3$, $n = 1, 2$ и 3 :

$$x = \frac{d}{2} \left(1 \pm \sqrt{\frac{2n-1}{2N}} \right)$$

Точки замера от x_1 до x_6 вычисляются и заносятся в отчетную таблицу.

10. Скоростные давления в точках замера.

11. Местные скорости в точках замера:

$$w = \sqrt{\frac{2 \Delta p_{ск}}{\rho_{вл. \text{ воз}}} = \dots \text{ м/с}}$$

12. Средняя скорость потока:

$$w_{ср} = \frac{\sum w_{1-6}}{6} = \dots \text{ м/с}$$

13. Отношение средней скорости к осевой:

$$A = \frac{w_{ср}}{w_{ос}} = \dots$$

14. Критерий Рейнольдса:

$$Re = \frac{w_{ср} d \rho_{вл. \text{ воз}}}{\mu_{вл. \text{ воз}}}$$

15. Расход воздуха, вычисленный по средней скорости:

$$Q_{сек} = w_{ср} F = \dots \text{ м}^3/\text{с}$$

$$Q_{час} = \dots \text{ м}^3/\text{ч}$$

16. Показание воздухомера «Кольцевые весы»:

$$Q_{к. в} = \dots \text{ м}^3/\text{ч}$$

17. Отношение расходов воздуха:

$$\frac{Q_{час}}{Q_{к. в}} = \dots$$

ОТЧЕТНАЯ ТАБЛИЦА

№ по пор.	Точки замера x , мм	$\Delta p_{ск}$, мм вод. ст.			$\Delta p_{ск}$ среднее		w , м/с
		1 замер	2 замер	3 замер	мм вод. ст.	Па	
1							
2							
6							
7	75 ¹						

¹ Замер по оси трубопровода.

Г. Графическое построение «профиля скоростей». Для этой цели на миллиметровой бумаге вычерчивают в масштабе продольный разрез трубопровода и откладывают точки замеров соответственно найденным величинам x . Из этих точек откладывают в

масштабе скоростей отрезки, соответствующие локальным скоростям в точках замера. Концы отрезков соединяют плавной кривой (рис. 2-4).

Контрольные вопросы к работе 2

1. В чем отличие местной (локальной) скорости от истинной (мгновенной) и средней скорости при течении газа или жидкости по трубопроводу?
2. Профиль каких скоростей строят в данной работе с помощью пневмометрической трубки Пито — Праנדтля?
3. В каком случае в условиях данной работы можно было бы получить строго симметричный по сечению профиль скоростей?
4. Чему равна минимальная локальная скорость стабилизированного потока воздуха в трубопроводе? Почему ее невозможно измерить посредством трубки Пито — Праנדтля?
5. Как подключить к работающей трубке Пито — Праנדтля дифференциальный манометр, чтобы измерить величины полного, статического и скоростного напоров воздуха?
6. Какие замеры надо сделать, чтобы определить расход воздуха в трубопроводе с помощью пневмометрической трубки?
7. Какой воздух имеет более высокую плотность — абсолютно сухой или влажный при одинаковых внешних условиях?
8. В чем преимущество дифманометра с наклонной шкалой по сравнению с обычным U-образным дифманометром?
9. Как устроен и работает дифманометр «Кольцевые весы»?
10. Что такое «участок гидродинамической стабилизации потока»?

Дополнительная литература

- Праудтль Л. Гидроаэромеханика. Пер. с нем. Г. А. Вольперта. Изд. 2-е. М., ИЛ, 1951. 575 с.
- Лойцянский Л. Г. Механика жидкости и газа. Изд. 5-е. М., Наука, 1978. 736 с.

Работа 3

ОПРЕДЕЛЕНИЕ ГИДРАВЛИЧЕСКИХ СОПРОТИВЛЕНИЙ ТРУБОПРОВОДОВ

Введение

Одним из важнейших вопросов прикладной гидравлики является определение потерь энергии при движении жидкостей. В частном случае движения жидкостей по трубопроводам различают потери энергии, зависящие от длины трубопроводов (пропорциональные длине канала), и потери энергии в местных сопротивлениях — запорная арматура, повороты, расширения или сужения трубопроводов, — вызываемые изменениями скорости потока либо по величине, либо по направлению. Потери энергии потока как на преодоление сопротивлений по длине трубопроводов, так и на преодоление местных сопротивлений в конечном счете обусловлены вязкостью жидкости, а следовательно, теряемая механическая энергия рассеивается и переходит в тепловую.

Для вычисления потерь давления обычно пользуются частными, эмпирическими формулами

$$\Delta p_{\text{тр}} = \lambda \frac{L}{d} \cdot \frac{\rho w^2}{2} \quad (3-1)$$

$$\Delta p_{\text{м.с}} = \xi \frac{\rho w^2}{2} \quad (3-2)$$

здесь $\Delta p_{\text{тр}}$ — потеря давления на трение, Па;

λ — коэффициент трения;

L — длина трубы, м;

ρ — плотность жидкости, кг/м³;

w — средняя скорость движения потока, м/с;

d — диаметр трубы, м;

$\Delta p_{\text{м.с}}$ — потеря давления на местное сопротивление, Па;

ξ — коэффициент местного сопротивления.

Средняя скорость, входящая в формулы (3-1) и (3-2), — это такая, одинаковая для всех точек сечения скорость, при которой за единицу времени через данное сечение проходит тот же объем жидкости, что и при действительном распределении скоростей по сечению потока. Среднюю скорость определяют по уравнению расхода

$$w_{\text{ср}} = V_{\text{с}}/F \quad (3-3)$$

где $V_{\text{с}}$ — объемный расход, т. е. объем жидкости, проходящий через живое сечение потока за единицу времени, м³/с;

F — живое сечение потока, равное в случае течения по трубе площади поперечного сечения трубы, м².

Из формул (3-1) и (3-2) следует, что потери энергии на трение и на местные сопротивления пропорциональны скоростному, или динамическому, давлению ($\rho w^2/2$), которое является мерой кинетической энергии потока, отнесенной к единице объема жидкости. В действительности эта зависимость значительно сложнее, так как коэффициент трения и коэффициент местного сопротивления не являются постоянными величинами, а существенно зависят от скорости течения жидкости, ее плотности и вязкости, а также диаметра трубы, по которой движется поток. При определении потерь давления по формулам (3-1) и (3-2) значения коэффициентов λ и ξ находят из соответствующих графиков или таблиц, полученных на основании многочисленных экспериментов.

Значительно более полно и строго можно описать явление, если исходить из общих положений гидродинамики.

Установившееся движение потока определяется уравнением

$$Eu = \varphi(\text{Re}, \Gamma_1, \Gamma_2, \dots) \quad (3-4)$$

которое представляет собой критериальную форму уравнения Навье — Стокса для установившегося движения жидкости при напорном течении по прямому трубопроводу. В этом уравнении:

$Eu = \frac{\Delta p}{\rho w^2}$ — критерий Эйлера, являющийся мерой отношения сил давления и сил инерции;

$Re = \frac{w \rho d}{\mu}$ — критерий Рейнольдса, являющийся мерой отношения сил инерции и сил вязкости;

$\Gamma_1, \Gamma_2, \dots$ — симплексы геометрического подобия.

Очевидно, зная критерий Эйлера, легко найти потерю давления:

$$\Delta p = Eu \rho w^2 \quad (3-5)$$

При движении жидкости по прямой трубе значение критерия Эйлера может быть определено из уравнения

$$Eu = C Re^m \Gamma_1 \Gamma_2^n \quad (3-6)$$

где $\Gamma_1 = L/d$ — симплекс геометрического подобия по длине;

$\Gamma_2 = e_s/d$ — симплекс геометрического подобия по шероховатости;

C, m, n — величины, зависящие от режима движения¹;

e_s — эквивалентная шероховатость (м), т. е. такая условная постоянная по длине трубы шероховатость, образованная выступами одинаковой высоты e_s , при которой потери энергии потока на трение будут теми же самыми, что и при данной реальной шероховатости с выступами различной высоты.

Прохождение потока через местные сопротивления может быть охарактеризовано аналогичными критериальными уравнениями, однако, выражения симплексов геометрического подобия для этих случаев пока не установлены и константы уравнения не определены.

Из сопоставления формул (3-1) и (3-2) с выраженным критерием Эйлера (3-5) следует, что $\lambda = 2Eu$ (при $L/d = 1$) и $\xi = 2Eu$, т. е. оба эти коэффициента зависят от числа Рейнольдса и геометрических характеристик системы: $\lambda = \varphi(Re, \Gamma_2)$ и $\xi = \varphi'(Re, \Gamma_1)$. При движении потока жидкости в условиях, когда сила трения будет пренебрежимо малой по сравнению с силой инерции, т. е. в автомодельной области, оба эти коэффициента (как и критерий Эйлера) становятся постоянными.

Легко убедиться, что, обозначая $\lambda = 2C Re^m \Gamma_2^n$, из уравнения (3-6) получим формулу (3-1), а обозначая $\xi = 2C Re^m$ для каждого данного вида местного сопротивления (т. е. считая равными нулю показатели степени у обоих симплексов Γ_1 и Γ_2), придем к формуле (3-2).

Цель работы — опытное определение коэффициента трения λ и коэффициентов местных сопротивлений ξ , а также ориентировочная оценка эквивалентной шероховатости трубопровода e_s .

Описание установки (рис. 3-1)

Вода из напорного бака 13 центробежным насосом 19 подается через систему различных гидравлических сопротивлений и поступает обратно в бак. Замкнутый цикл выбран в целях экономии

¹ О различных — ламинарном и турбулентном — режимах течения жидкости см. работу 1.

воды и для предупреждения отпотевания труб (обычно происходящего при заполнении системы водопроводной водой низкой температуры). Бак (емкостью 0,5 м³) укреплен на стене (выше насоса), снабжен трубой, соединенной с городской водопроводной сетью, переливной трубой, спускной трубой и указательным стеклом. Такое расположение бака выбрано для демонстрации работы

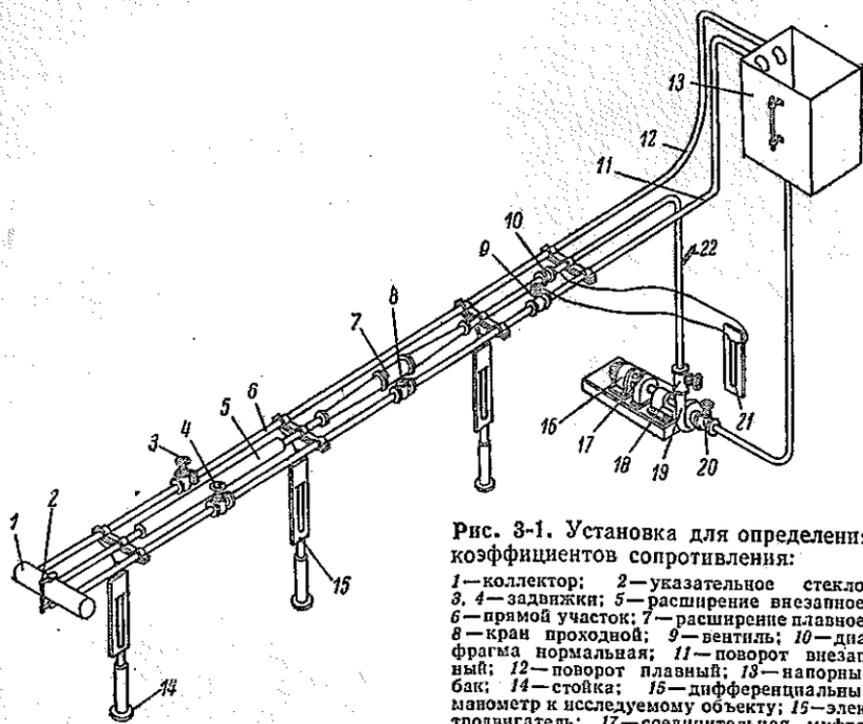


Рис. 3-1. Установка для определения коэффициентов сопротивления:

1—коллектор; 2—указательное стекло; 3, 4—задвижки; 5—расширение внезапное; 6—прямой участок; 7—расширение плавное; 8—кран проходной; 9—вентиль; 10—диафрагма нормальная; 11—поворот плавный; 12—поворот внезапный; 13—напорный бак; 14—стойка; 15—дифференциальный манометр к исследуемому объекту; 16—электродвигатель; 17—соединительная муфта; 18—задвижка на нагнетательном трубопроводе; 19—центробежный насос; 20—задвижка на всасывающем трубопроводе; 21—дифференциальный манометр к диафрагме; 22—гильза с термометром.

насоса «под заливом», однако можно расположить бак и ниже насоса. Насос (одноступенчатый, $d = 75$ мм) непосредственно соединен с электродвигателем переменного тока 16 мощностью 4,5 кВт (частота вращения двигателя 50 об/с). Длина установки выбрана с таким расчетом, чтобы возмущения потока, возникающие при прохождении отдельных местных сопротивлений, затухали на прямых участках труб. Вся система покоится на трех стойках 14.

На установке имеется десять объектов исследования.

На средней трубе поток проходит сначала плавное расширение 7 (с углом расширения около 6°), а затем плавное сужение, что позволяет наблюдать изменение давления (превращение статического давления в динамическое и обратно) без практически заметных потерь; далее поток проходит внезапное расширение 5 и вне-

запное сужение и можно убедиться, что потери давления при расширении больше, чем при сужении потока. Затем поток задвижками 3 и 4 может быть направлен либо по ответвлению с арматурой, где можно исследовать сопротивление разных видов запорной арматуры 4, 8 и 9 и внезапного поворота 11, либо по ответвлению, представляющему собой прямой участок трубы 6 длиной 5 м, где можно изучать зависимость коэффициента трения от числа Рейнольдса, а также потери давления при плавном повороте 12.

На разветвлении потока установлен коллектор 1 вместимостью около 50 дм³, снабженный небольшим воздушным колпаком и указательным стеклом 2. Трубы и арматура на установке имеют условный проход 75 мм; все соединения — фланцевые¹.

Возможные пределы изменения скорости потока от 0,5 до 2,5 м/с (расход до 10 дм³/с).

Изменение скорости движения воды в трубопроводе достигается соответствующей регулировкой расхода задвижкой 18 на нагнетательном патрубке насоса.

Расход измеряют ртутным дифференциальным манометром 21, присоединенным к нормальной диафрагме 10, установленной на нагнетательном трубопроводе, а потери давления при прохождении потока через арматуру, повороты и т. д. — водяными² дифференциальными манометрами 15 со шкалой длиной 760 мм.

Температуру воды определяют по термометру, находящемуся в гильзе 22, вваренной в нагнетательный трубопровод.

Методика проведения работы

Перед пуском установки удаляют воздух из воздушного колпака на коллекторе, а также из расширенных участков средней трубы и, пользуясь градуировочным графиком (вида рис. 3-2), определяют показания ртутного дифференциального манометра 21, присоединенного к нормальной диафрагме 10, соответствующие заданным расходам. Пуск центробежного насоса производят при закрытой задвижке на нагнетательном трубопроводе и открытой задвижке на всасывающей линии³. Последняя, во избежание разрушения насоса за счет кавитации, должна быть полностью открыта в течение всего времени работы насоса.

По показаниям дифференциального манометра 21 задвижкой 18 на нагнетательном трубопроводе устанавливают сначала наименьший из требуемых расходов. Поток направляют через

¹ Трубопровод (стальной) и арматура установки приняты диаметром 75 мм для удобства измерения расхода воды стандартной диафрагмой, а также потому, что при меньших диаметрах заметно будет сказываться их изменение за счет загрязнения и ржавления.

² Для измерения потерь давления при прохождении потока через вентиль кроме водяного, установлен также ртутный дифференциальный манометр.

³ Более подробно о правилах пуска центробежных насосов см. работу 4.

заданные объекты исследования, и потери давления на соответствующих участках измеряют дифференциальными манометрами 15.

Затем увеличивают расход, доведя его до следующего заданного значения, и снова делают отсчеты показаний дифференциальных манометров у исследуемых объектов.

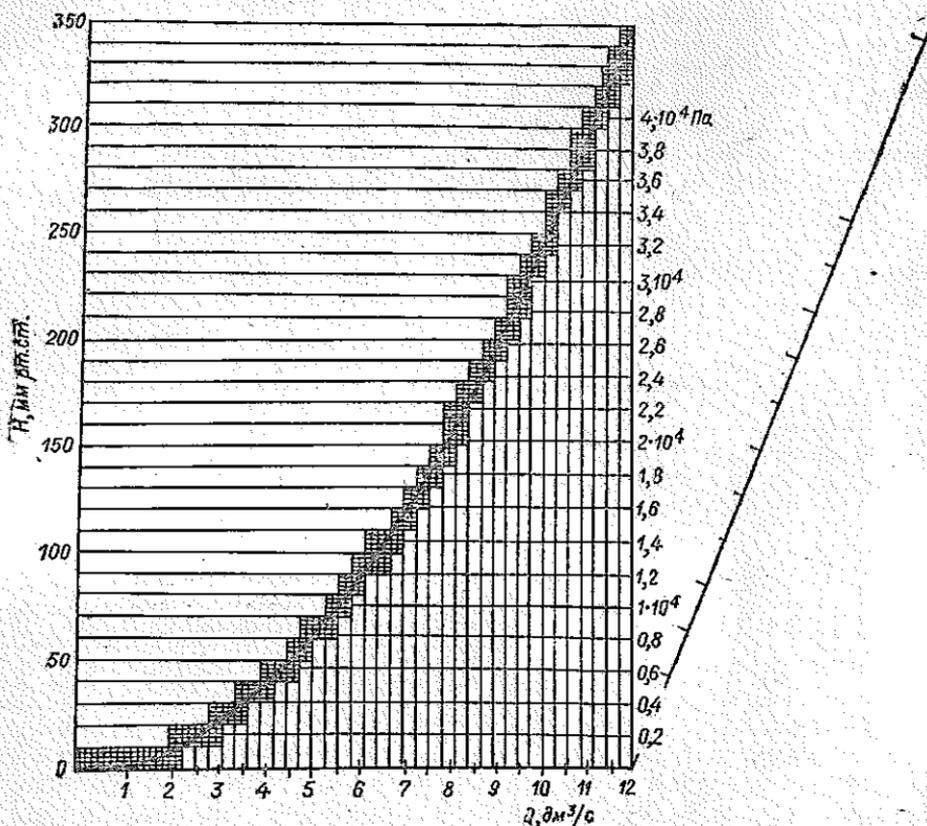


Рис. 3-2. Градуировочная кривая к диафрагме 10.

После окончания испытания объектов, расположенных на одной ветви трубопровода, открывают полностью задвижку 3 или 4 на другой линии, закрывают до отказа задвижку на той ветви, где эксперименты закончены, и продолжают исследование.

Обработка опытных данных и составление отчета

Среднюю скорость потока при заданных расходах воды находят по уравнению (3-3). Коэффициент трения λ рассчитывают,

пользуясь формулой (3-1), а коэффициенты местных сопротивлений ξ — по формуле (3-2)¹.

При определении коэффициентов местных сопротивлений в тех случаях, когда местное сопротивление имеет большую протяженность, например, плавный поворот, из значения потери давления, сосчитанного по показанию дифманометра $\Delta p_{\text{ман}}$, следует вычесть сопротивление трения на участке трубы между точками присоединения дифманометра (рис. 3-3). Собственно местное сопротивление

$$\Delta p_{\text{м.с}} = \Delta p_{\text{ман}} - \frac{\Delta p_{\text{тр}}}{L} l$$

здесь $\Delta p_{\text{тр}}$ — сопротивление трения, найденное при той же скорости движения потока;

L — длина прямого участка трубы, для которого определяется сопротивление трения;

l — расстояние между точками присоединения дифманометра.

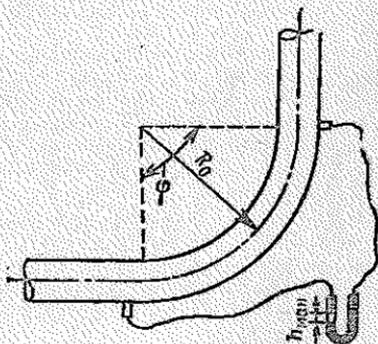


Рис. 3-3. Схема измерения местных сопротивлений.

Перед вычислением значений критерия Рейнольдса рекомендуется привести общее выражение $Re = w'd\rho/\mu$ к виду $Re = CQ/\mu$ (где Q — расход, м³/с; μ — вязкость, Па·с) и найти значение постоянного коэффициента C .

Для оценки полученных результатов необходимо сопоставить найденные опытным путем значения коэффициентов со справочными данными. Эти величины можно найти по вычисленным значениям числа Рейнольдса, пользуясь соответствующими графиками и таблицами.

Чтобы установить шероховатость трубопровода по экспериментально найденным значениям коэффициента трения и значениям чисел Рейнольдса, надо определить из графика (рис. 3-4) условную «гладкость» трубы d/e_s .

Отчет о выполненной работе должен включать: а) задание; б) схему установки со спецификацией²; в) расчетные формулы; г) таблицу измеренных и рассчитанных величин.

¹ При расчетах по формулам (3-1) и (3-2) следует помнить, что 1 мм вод. ст. $\approx 9,81$ Па. При пересчете показаний ртутного дифференциального манометра надо учитывать, что над столбиком ртути находится вода, вследствие чего перепад давления $\Delta p = (\rho_{\text{рт}} - \rho_{\text{вод}})gh$. При этих условиях 1 мм рт. ст. соответствует 123,5 Па.

² Требуется именно схема, а не аксонометрическое изображение, как на рис. 3-1.

Пример задания. Определить коэффициенты трения и коэффициенты местных сопротивлений задвижки и вентиля при расходах 3, 6 и 9 $\text{дм}^3/\text{с}$. Оценить шероховатость трубы.

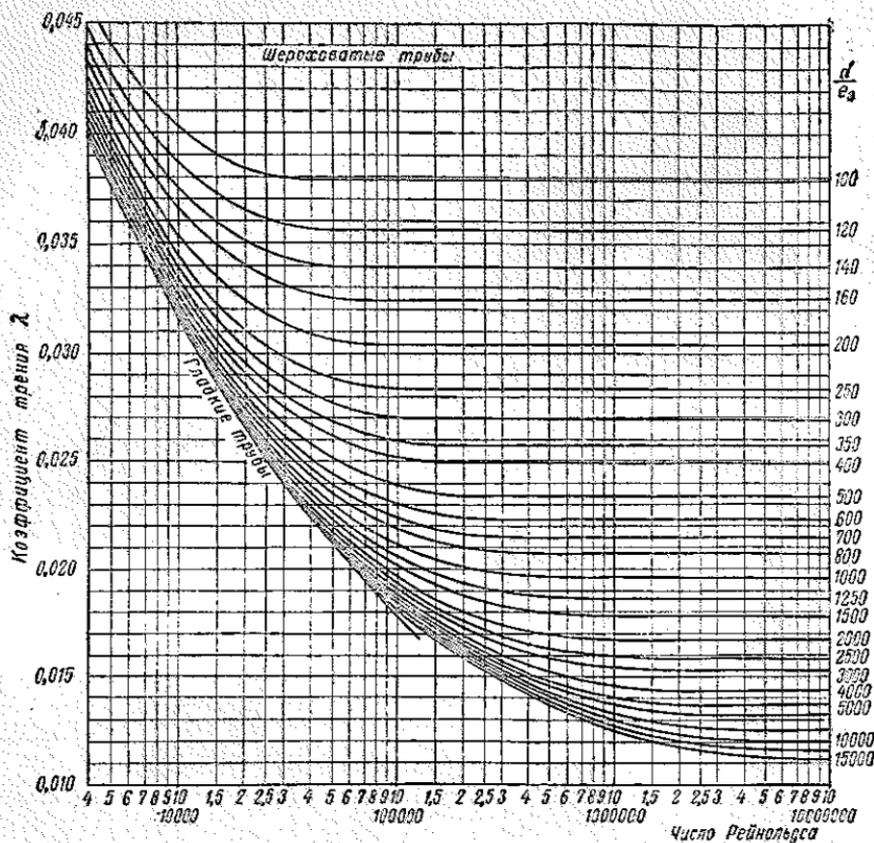


Рис. 3-4. Зависимость коэффициента трения λ стальных труб от числа Рейнольдса Re и характеристики трубопровода d/ϵ_z .

ОТЧЕТНАЯ ТАБЛИЦА¹

№ по пор.	Наименование величины	Обозначение	Опыт		
			1	2	3
1	Расход	$Q, \text{ м}^3/\text{с}$			
2	Показания дифференциального манометра, присоединенного к диафрагме	$H, \text{ мм рт. ст.}$			
3	Средняя скорость потока	$\omega, \text{ м/с}$			
4	Температура воды	$t, \text{ }^\circ\text{C}$			
5	Вязкость воды	$\mu, \text{ Па}\cdot\text{с}$			
6	Число Рейнольдса	Re			

¹ Таблица составлена применительно к заданию, приведенному в качестве примера.

№ по пор.	Наименование величины	Обозначение	Опыт		
			1	2	3
7	Потери на трение при прохождении прямого участка трубы	h , мм вод. ст. Δp , Па			
8	Потери при прохождении задвижки	h' , мм вод. ст. $\Delta p'$, Па			
9	Потери при прохождении вентиля	h'' , мм вод. ст. или мм рт. ст. $\Delta p''$, Па			
10	Коэффициент трения	λ			
11	Коэффициент местного сопротивления задвижки	ζ'			
12	Коэффициент местного сопротивления вентиля	ζ''			
13	Эквивалентная шероховатость	$e_э$, мм			

Контрольные вопросы к работе 3

1. На преодоление каких потерь затрачивается энергия при движении жидкостей по трубопроводам?
2. В какую форму переходит механическая энергия потока, теряемая при движении?
3. Что такое средняя скорость потока?
4. Какую шероховатость называют эквивалентной?
5. Как влияет шероховатость на потери энергии потока?
6. Как экспериментально определить коэффициент трения и коэффициент местного сопротивления?
7. Как определить эквивалентную шероховатость трубы?
8. Почему задвижка, кран и вентиль оказывают различные сопротивления?
9. Как при этом исследовании измеряют расход воды, текущей по трубопроводу?
10. Каков порядок пуска центробежного насоса?
11. Физический смысл критериев Эйлера и Рейнольдса.
12. Какова общая форма зависимости коэффициента трения от критерия Рейнольдса?

Дополнительная литература

- Френкель Н. З. Гидравлика. Изд. 2-е, М.—Л., Госэнергоиздат, 1956. 456 с.
Чугаев Р. Р. Гидравлика. Л., Энергия, 1975. 559 с.

Работа 4

ОПРЕДЕЛЕНИЕ ХАРАКТЕРИСТИК ЦЕНТРОБЕЖНОГО НАСОСА

Введение

Одноступенчатый центробежный насос имеет улиткообразный корпус, внутри которого находится рабочее колесо (рис. 4-1). У многоступенчатого центробежного насоса внутри корпуса

расположено несколько рабочих колес, насаженных на общий вал и работающих последовательно.

Рабочее колесо центробежного насоса состоит из двух дисков, соединенных изогнутыми лопастями. Жидкость, находящаяся между ними, приводится во вращение вместе с рабочим колесом. При этом каждая частица жидкости перемещается по сложной траектории. Во-первых, центробежная сила, отбрасывая жидкость,

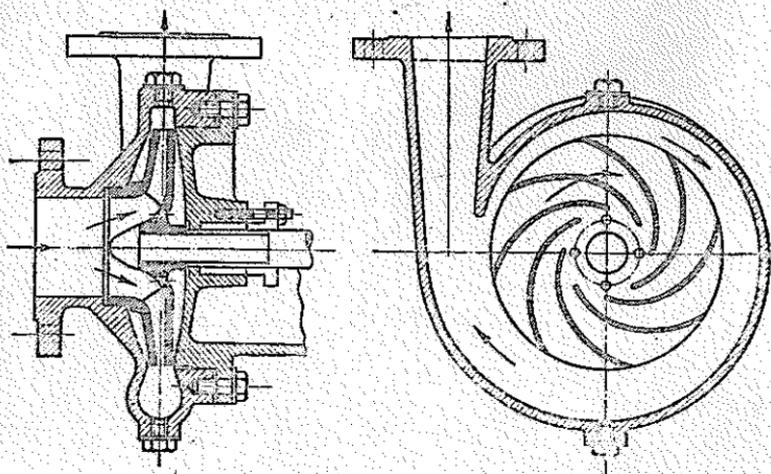


Рис. 4-1. Одноступенчатый центробежный насос.

заставляет ее двигаться радиально, вдоль лопаток от оси колеса к периферии. Во-вторых, увлекаемая лопатками вращающегося колеса жидкость, помимо радиальной скорости приобретает еще окружную скорость, одинаковую со скоростью колеса. Так как окружная скорость на периферии колеса больше, чем у входа из лопатки, то абсолютная (равнодействующая) скорость жидкости на выходе из колеса больше, чем на входе. Таким образом, жидкость, проходящая через рабочее колесо центробежного насоса, приобретает добавочное количество энергии.

Жидкость, стремительно выбрасываемая с периферии рабочего колеса, поступает в улиткообразный спиральный канал (см. рис. 4-1), который кольцом охватывает рабочее колесо. Увеличивающееся к выходному патрубку поперечное сечение спирального канала приводит к плавному снижению большей скорости, полученной жидкостью на выходе из рабочего колеса, до нормальной скорости в трубопроводе. При этом часть кинетической энергии жидкости переходит в потенциальную, что сопровождается увеличением давления (напора) жидкости.

В многоступенчатых центробежных насосах для повышения напора жидкость, выходящая из первого рабочего колеса, поступает с помощью направляющего аппарата на второе рабочее колесо, затем на третье и т. д. Общий напор, создаваемый многосту-

пенчатым насосом, приблизительно равен сумме напоров, приобретенных жидкостью в каждом рабочем колесе.

Центробежные насосы, не имеющие специальных пусковых устройств, перед пуском необходимо заливать перекачиваемой жидкостью. Чтобы заливаемая в насос жидкость могла удержаться в нем, на нижнем конце всасывающей трубы, опускаемой в тот резервуар, из которого насос забирает жидкость, устанавливают приемный обратный клапан с наружной сеткой (см. рис. 4-5). Обратный клапан пропускает жидкость только в одном направлении, в данном случае — к насосу. При заливе перед пуском или в случае остановки насоса клапан садится на седло и жидкость из насоса не вытекает.

У центробежного насоса с изменением подачи изменяются и другие параметры его работы — напор, мощность, коэффициент полезного действия.

Величины, характеризующие работу центробежного насоса при данном постоянном числе оборотов, обычно представляют в виде графических зависимостей напора H , мощности N и к. п. д. η от подачи Q (рис. 4-2). Зависимости $Q-H$, $Q-N$ и $Q-\eta$ называются характеристиками насоса и устанавливаются опытным путем. Этими характеристиками широко пользуются при изучении работы центробежных насосов и при их выборе.

При изменении в небольших пределах частоты вращения n центробежного насоса его подача Q , напор H и потребляемая мощность N также изменяются в следующих соотношениях:

$$\frac{Q_1}{Q_2} = \frac{n_1}{n_2}; \quad \frac{H_1}{H_2} = \left(\frac{n_1}{n_2}\right)^2; \quad \frac{N_1}{N_2} = \left(\frac{n_1}{n_2}\right)^3 \quad (4-1)$$

Как видно из рис. 4-2, с увеличением подачи Q мощность N , потребляемая насосом, непрерывно возрастает. При закрытой задвижке на нагнетательном трубопроводе ($Q=0$) насос потребляет минимальную мощность (на преодоление трения в подшипниках и сальнике и на перемешивание жидкости рабочим колесом в корпусе насоса). Поэтому, чтобы не перегружать электродвигатель, необходимо пускать центробежный насос при закрытой задвижке.

Выбор насоса и установление его частоты вращения зависят от условий работы насоса на сеть (трубопровод). Эти условия определяются так называемой характеристикой сети ($Q-H_c$), т. е. зависимостью между подачей Q и напором H_c , необходимым для преодоления всех сопротивлений данного трубопровода (сети).

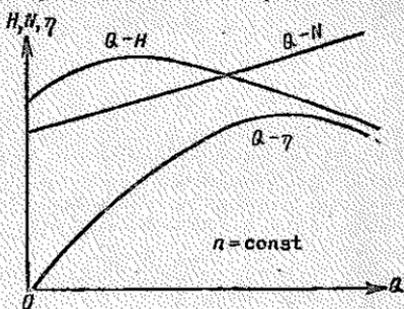


Рис. 4-2. Характеристики центробежного насоса.

Как известно, для несжимаемой жидкости:

$$H_c = \left(1 + \frac{\lambda L}{d} + \sum \xi\right) \frac{w^2}{2g} + H_{\text{под}} + H_{\text{доп}} \quad (4-2)$$

Здесь $H_{\text{под}} = H_{\text{вс}} + H_{\text{н}}$ — геометрическая высота подъема жидкости;

$H_{\text{доп}}$ — разность напоров в пространствах нагнетания $H_{\text{н}}$ и всасывания $H_{\text{вс}}$.

Подставляя в это выражение значение скорости из уравнения расхода

$$w = \frac{Q}{f}$$

(где f — площадь поперечного сечения сети), получаем

$$H_c = \frac{1 + \frac{\lambda L}{d} + \sum \xi}{2gf^2} Q^2 + H_{\text{под}} + H_{\text{доп}} = aQ^2 + b \quad (4-3)$$

где $a = \frac{1 + \frac{\lambda L}{d} + \sum \xi}{2gf^2}$ — величина, близкая к постоянному значению для данного трубопровода (сети)¹.

Полученное уравнение

$$H_c = aQ^2 + b$$

в координатах $H_c - Q$ дает параболу (рис. 4-3), вершина которой расположена по оси ординат на высоте $b = H_{\text{под}} + H_{\text{доп}}$ от начала координат. Все характеристики насоса и характеристики соединенного с ним трубопровода (сети) вычерчивают на общем графике (рис. 4-4).

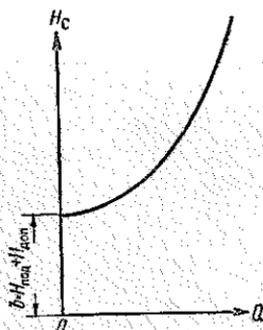


Рис. 4-3. Характеристика трубопровода (сети).

Пересечение характеристик насоса $Q - H$ и сети $Q - H_c$ дает так называемую «рабочую точку». Эта точка определяет условия совместной работы системы «насос — трубопровод (сеть)», когда $H = H_c$. Она показывает, что все гидравлические сопротивления трубопровода преодолеваются напором, создаваемым насосом. Вертикальная линия, проведенная через рабочую точку, пересекает характеристики насоса $Q - H$, $Q - \eta$ и ось абсцисс в точках, определяющих показатели работы насоса в данных условиях.

Например, для рабочей точки A (см. рис. 4-4) параметры работы насоса следующие: подача — Q_A , напор — H_A , потребляемая мощность — N_A , к. п. д. — η_A . Положение рабочей точки дает возможность судить о степени использования возможностей насоса в данных условиях. Если, например, рабочая точка занимает положе-

¹ Из входящих в выражение для a величин только коэффициент трения λ зависит от скорости потока, т. е. от подачи Q . При турбулентном режиме (наиболее часто встречающемся при движении жидкостей в трубах) коэффициент λ при изменении подачи Q изменяется сравнительно мало,

ние A (см. рис. 4-4), то насос работает с к. п. д. η_A , значительно меньшим максимального значения η_{\max} , с которым он мог бы работать на другую сеть, с другой характеристикой, при которой рабочая точка занимала бы положение B .

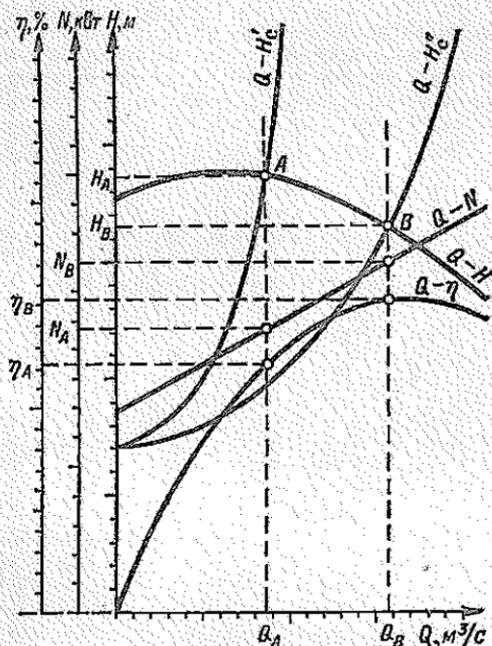


Рис. 4-4. Совмещенные характеристики центробежного насоса и сети.

Цель работы — практическое ознакомление с насосной установкой, определение по экспериментальным данным зависимостей $Q-H$, $Q-N$, $Q-\eta$, $Q-H_c$ и параметров рабочей точки.

Описание установки (рис. 4-5)

Центробежный насос 1 установлен на одном валу с электродвигателем постоянного тока 2, что позволяет проводить испытания насоса при разных частотах вращения, изменение которых легко осуществляется с помощью реостатов 3. Частоту вращения измеряют тахометром 5. Мощность, потребляемую насосом, определяют по показаниям амперметра 19 и вольтметра 20.

Вода засасывается насосом из расходного бака 12, установленного ниже пола помещения. На всасывающем трубопроводе 11 установлены приемный обратный клапан 13, препятствующий стоку воды при заливе насоса, и вакуумметр 9. Залив насоса производят через трубопровод 10.

На нагнетательном трубопроводе 7 установлены манометр 8 и задвижка 6 для регулирования расхода (подачи) воды. Вода из нагнетательного трубопровода поступает в воронку 18¹, а из нее

¹ Разрыв трубопровода 7 сделан для предотвращения образования сифона.

через трубу 7а и поворотный отвод 17 — в один из мерных баков 15. Каждый из баков имеет показатель уровня (водомерное стекло), шкала которого проградуирована в литрах. В донной части баков расположены широкие спускные отверстия с клапанами 14,

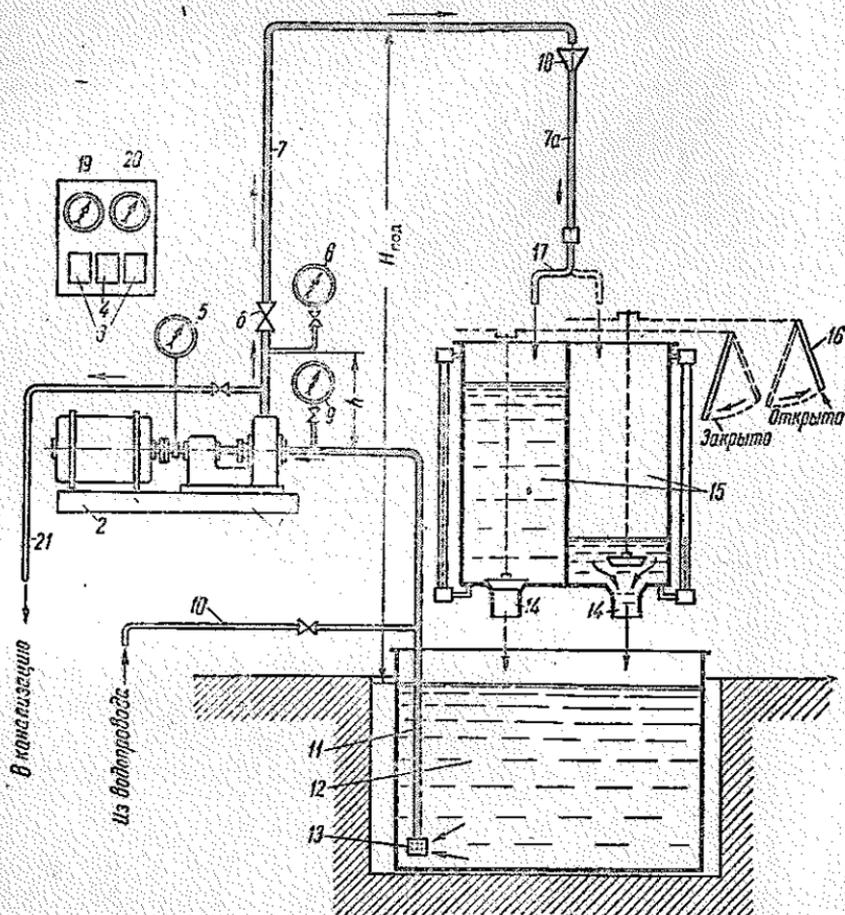


Рис. 4-5. Установка для испытания центробежного насоса:

1—центробежный насос; 2—электродвигатель постоянного тока; 3—реостаты; 4—рубильный; 5—тахометр; 6—задвижка; 7—труба нагнетательная; 7а—сточная труба; 8—манометр; 9—вакуумметр; 10—трубопровод; 11—труба всасывающая; 12—расходный бак; 13—приемный обратный клапан; 14—спускные клапаны; 15—мерные баки; 16—рычаги спускных клапанов; 17—поворотный отвод; 18—воронка; 19—амперметр; 20—вольтметр; 21—сливная труба.

открытие и закрытие которых производится рычагами 16. При открытии спускного клапана 14 вода из мерного бака 15 быстро сливается в бак 12, откуда вновь засасывается насосом 1. Такая замкнутая схема гарантирует бесперебойное питание установки водой и делает опытную установку независимой от местного водопровода, а также позволяет избежать отпотевания труб и стенок баков.

Методика проведения работы

Испытание насосной установки проводят в два этапа. На первом этапе определяют величины, необходимые для построения характеристик насоса: $Q—H$, $Q—N$ и $Q—\eta$; на втором — величины, необходимые для построения характеристики сети $Q—H_c$.

На первом этапе испытания проводят при постоянной частоте вращения насоса, но при разных расходах воды (подачах насоса). Изменение подачи производят постепенным открытием задвижки 6 на нагнетательной трубе 7. Первое наблюдение проводят при полностью закрытой задвижке; последующие — при постепенном открытии задвижки (примерно на один оборот шпинделя для каждого нового режима работы). Для удобства установления режима на шпинделе задвижки нанесены риски. Последнее наблюдение на первом этапе проводят при полностью открытой задвижке. При каждом повороте задвижки (в сторону открытия) частота вращения насоса будет уменьшаться, поэтому сразу же после поворота задвижки необходимо с помощью реостатов восстановить заданную частоту вращения насоса, а затем одновременно произвести замеры: 1) подачи насоса, 2) разрежения во всасывающей трубе, 3) давления в нагнетательной трубе, 4) напряжения и силы электрического тока.

На втором этапе работы испытания проводят при постоянном (заданном) открытии задвижки, но при разных частотах вращения насоса. Наблюдения проводят при трех разных частотах вращения. Для каждой частоты вращения производят замеры: 1) подачи насоса, 2) разрежения во всасывающей трубе и 3) давления в нагнетательной трубе. Затем изменяют положение задвижки (по заданию преподавателя) и проводят вторую серию наблюдений при тех же трех значениях частот вращения, что и в первой серии.

Выше указано, что вершина параболы (характеристика $Q—H_c$) расположена по оси ординат на расстоянии b от начала координат:

$$b = H_{\text{под}} + H_{\text{доп}}$$

Так как в данной установке дополнительного напора $H_{\text{доп}}$ нет, то $b = H_{\text{под}}$.

По данным, полученным во втором этапе испытания, строят две характеристики $Q—H_c$ и совместно с характеристиками насоса, полученными в первом этапе наблюдений ($Q—H$, $Q—N$ и $Q—\eta$), наносят их на общий график (см. рис. 4-4). На пересечении кривых $Q—H_c$ и $Q—H$ получают рабочие точки A и B и определяют параметры работы насосной установки.

Замер показателей работы насоса производят следующим образом.

Подача насоса. Установив заданную частоту вращения, закрывают в одном из мерных баков 15 спускной клапан 14 поворотом рычага 16. Спускной клапан во втором мерном баке должен быть открыт. Затем быстро переводят поворотный отвод 17 на мерный бак с закрытым клапаном и одновременно включают секундомер. По заполнении мерного бака водой (примерно на $\frac{3}{4}$) переводят

поворотный отвод 17 в прежнее положение, т. е. на второй бак с открытым спускным клапаном, и одновременно выключают секундомер. Количество воды, замеренное по водомерному стеклу, и время по секундомеру записывают в отчетную таблицу. По окончании записей сливают воду с помощью рычага 16 и устанавливают задвижкой 6 новый расход воды.

Напор (полный напор) насоса H , выраженный в метрах столба подаваемой жидкости, определяют следующим образом

$$H = P_m + P_v + h + \frac{\omega_n^2 - \omega_{вс}^2}{2g} \quad (4-4)$$

где P_m и P_v — показания манометра и вакуумметра, выраженные в метрах столба подаваемой жидкости (воды);

h — расстояние по вертикали между местами присоединения манометра и вакуумметра (см. рис. 4-5).

ω_n и $\omega_{вс}$ — скорости воды в нагнетательном и всасывающем трубопроводах в местах присоединения манометра и вакуумметра.

Так как в данной установке всасывающий и нагнетательный трубопроводы имеют одинаковый диаметр, то $\omega_n = \omega_{вс}$.

Таким образом:

$$H = P_m + P_v + h \quad (4-5)$$

Обработка опытных данных и составление отчета

Подача насоса (m^3/c)

$$Q = \frac{V}{1000\tau} \quad (4-6)$$

где V — объем воды, определенный по водомерному стеклу, л;

τ — продолжительность замера, с.

Мощность, потребляемая насосной установкой (кВт)

$$N = \frac{UI}{1000} \quad (4-7)$$

где U — напряжение, В;

I — сила тока, А.

Коэффициент полезного действия насоса¹

$$\eta = \frac{Q\rho gH}{1000N} \quad (4-8)$$

где ρ — плотность жидкости, kg/m^3 ;

g — ускорение свободного падения, m/c^2 .

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

Работу заканчивают построением графика (см. рис. 4-4) и определением параметров рабочих точек A и B . В отчет должны быть включены задание и схема установки со спецификацией.

¹ Точнее — насосной установки, так как замеряется мощность N , потребляемая электродвигателем.

ОТЧЕТНАЯ ТАБЛИЦА

№ по пор.	Частота вращения n , об/мин	Продолжительность замера τ , с	Объем воды V , л	Подача насоса Q , м ³ /с	Давление P , м вод. ст.		Разрежение P , м вод. ст.		Полный напор H , м вод. ст.	Сила тока I , А	Напряжение U , В	Мощность N , кВт	К. п. д. η
					P_M	P_H							

I этап наблюдений (при постоянной частоте вращения $n = \dots$ об/мин)

1													
2													
3													
...													
...													

II этап наблюдений (при постоянном открытии задвижки и разных частотах вращения)

1-я серия наблюдений

1													
2													
3													

2-я серия наблюдений

1													
2													
3													

Контрольные вопросы к работе 4

1. Как устроен центробежный насос?
2. Из каких составляющих складывается абсолютная скорость жидкости в рабочем колесе насоса?
3. Какое назначение имеет спиральный улиткообразный канал?
4. Какие зависимости называются характеристиками центробежного насоса?
5. Для чего служит приемный обратный клапан?
6. Из чего складывается напор H_c , теряемый в сети?
7. Какой физический смысл имеет характеристика сети?
8. В каком случае характеристика сети проходит через начало координат?
9. Какой физический смысл имеет рабочая точка?
10. Как изменяют при работе на установке характеристику сети?
11. Когда применяют многоступенчатые центробежные насосы?
12. Почему центробежный насос пускают в ход при закрытой задвижке на нагнетательной линии?

Дополнительная литература

Черкасский В. М., Романова Т. М., Кауль Р. А. Насосы, компрессоры, вентиляторы. Изд. 2-е. М., Энергия, 1968. 304 с.

Работа 5

ОПРЕДЕЛЕНИЕ ХАРАКТЕРИСТИК ЦЕНТРОБЕЖНОГО ВЕНТИЛЯТОРА. РАБОТА ЦЕНТРОБЕЖНОГО ВЕНТИЛЯТОРА НА СЕТЬ

Введение

Вентиляторами называют машины, предназначенные для перемещения газов при атмосферном давлении или близком к нему. Перемещаемый газ подвергается в вентиляторе незначительному сжатию — разность давлений газа после вентилятора и до него не превышает 10^4 Па ($0,1$ кгс/см² или 1000 мм вод. ст.), а обычно бывает много меньше. По устройству вентиляторы разделяют на центробежные и осевые. Центробежные вентиляторы создают большую разность давлений, чем осевые.

Сжатие и перемещение газа в центробежном вентиляторе происходит под действием центробежной силы, возникающей при вращении с большой скоростью рабочего колеса вентилятора (рис. 5-1). Это колесо имеет изогнутые лопатки, между которыми проходит газ, всасываемый рабочим колесом в центре и выбрасываемый с периферии в улиткообразный корпус вентилятора.

При постоянной частоте вращения (при постоянном значении развиваемой центробежной силы) работа центробежного вентилятора характеризуется следующими величинами:

- 1) объемным расходом перемещаемого газа — Q , м³/с;
- 2) создаваемой разностью давлений после вентилятора и до него¹ — Δp , Па;
- 3) затрачиваемой мощностью — N , Вт;

¹ Эту разность давлений иногда называют «напором» вентилятора.

4) коэффициентом полезного действия — η , представляющим собой отношение мощности $Q\Delta p$, требуемой теоретически для сжатия газа¹, к мощности N , затрачиваемой в действительности:

$$\eta = \frac{Q\Delta p}{N} \quad (5-1)$$

У центробежных вентиляторов Q , Δp и N связаны между собой, и изменение одной из этих величин вызывает изменение остальных.

Графические зависимости: $\Delta p = f_1(Q)$; $N = f_2(Q)$; $\eta = f_3(Q)$ называются *характеристиками вентилятора*.

На основании теоретических расчетов эти характеристики с достаточной точностью построить нельзя. Поэтому на практике применяют характеристики вентиляторов, полученные опытным путем. Типичные характеристики центробежного вентилятора при постоянной частоте вращения n показаны на рис. 5-2. При другой частоте вращения характеристики вентиляторов будут другими. В небольших пределах изменения n изменения Q , Δp и N определяются следующими приближенными соотношениями:

$$\frac{Q_1}{Q_2} = \frac{n_1}{n_2}; \quad \frac{\Delta p_1}{\Delta p_2} = \left(\frac{n_1}{n_2}\right)^2; \quad \frac{N_1}{N_2} = \left(\frac{n_1}{n_2}\right)^3$$

Характеристики вентиляторов служат для исследования их работы в различных условиях и для подбора вентиляторов при проектировании вентиляционных установок.

Первая часть данной лабораторной работы заключается в экспериментальном определении трех характеристик центробежного вентилятора при $n = \text{const}$. Для этого, изменяя диафрагменным затвором, установленным на выходе из нагнетательного трубопровода (рис. 5-3), диаметр выходного отверстия и расход перемещаемого вентилятором воздуха, измеряют соответствующими контрольно-измерительными приборами, как об этом сказано ниже, все величины, необходимые для определения Q , Δp и N .

Разность давлений, создаваемая вентилятором (см. рис. 5-3)

$$\Delta p = p_2 - p_1 \quad (5-2)$$

где p_1 и p_2 — статические давления воздуха перед вентилятором и после него в местах присоединения трубок дифманометра.

Вторую часть работы составляет построение так называемой характеристики сети и графика работы вентилятора на сеть.

¹ Так как давления газа до и после вентилятора мало отличаются, то объемный расход газа Q до и после вентилятора практически одинаков, как и плотность газа ρ .

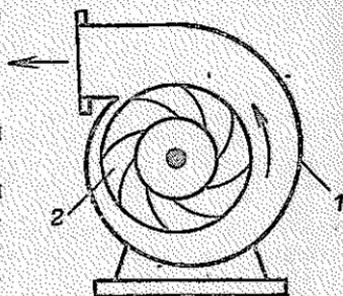


Рис. 5-1. Схема центробежного вентилятора:

1 — корпус; 2 — рабочее колесо.

Сетью называют тот трубопровод или канал, на который работает вентилятор. В данной установке сеть состоит из всасывающего и нагнетательного трубопроводов.

Если по трубопроводу постоянного поперечного сечения проходит газ, то давление его на выходе из трубопровода всегда будет

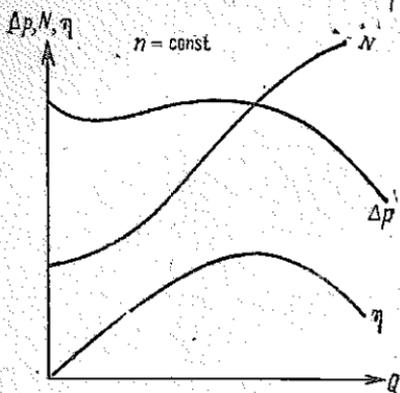


Рис. 5-2. Характеристики центробежного вентилятора.

меньше, чем на входе. Объясняется это тем, что газу приходится преодолевать гидравлическое сопротивление трубопровода, на что затрачивается часть энергии (давления) газа. Гидравлическое сопротивление трубопровода складывается из сопротивления трения, сопротивлений при поворотах, в вентилях, задвижках и др. Следовательно, гидравлическое сопротивление трубопровода (сети) зависит от его геометрических параметров; зависит оно также и от расхода проходящего по трубопроводу газа. Для случая, когда проходящий по трубопроводу газ — воздух, и из сети

он выходит в атмосферу, эта зависимость выражается теоретическим уравнением

$$\Delta p_c = aQ^2 \quad (5-3)$$

где Δp_c — гидравлическое сопротивление — потеря давления в сети, Па;

a — коэффициент, характеризующий геометрические параметры сети (постоянный для данной сети);

Q — расход воздуха, проходящего через сеть, м³/с.

График уравнения (5-3) называют характеристикой сети. На рис. 5-4 представлены характеристики двух сетей, отличающихся геометрически. Применительно к нашей установке сеть a_2 геометрически отличается от сети a_1 тем, что в сети a_2 больше открыт диафрагменный затвор, поэтому при одинаковом расходе воздуха Q гидравлическое сопротивление сети a_2 меньше.

Для построения характеристики сети расход воздуха уже нельзя изменять диафрагменным затвором, так как при этом сеть геометрически изменяется, и приходится делать это другим путем — изменением частоты вращения вентилятора.

Из рис. 5-3 видно, что полное гидравлическое сопротивление сети Δp_c , складывающееся из сопротивлений всасывающего (AB) и нагнетательного (CD) трубопроводов, равно

$$\Delta p_c = \Delta p_{AB} + \Delta p_{CD} = (p_0 - p_1) + (p_2 - p_0) = p_2 - p_1 \quad (5-4)$$

здесь p_0 — атмосферное давление.

Сопоставив уравнения (5-2) и (5-4), видим, что

$$\Delta p = \Delta p_c \quad (5-5)$$

т. е. вентилятор всегда создает такую разность давлений, которая равняется гидравлическому сопротивлению сети, другими словами, он сообщает воздуху такое количество энергии, которое необходимо для преодоления этого сопротивления.

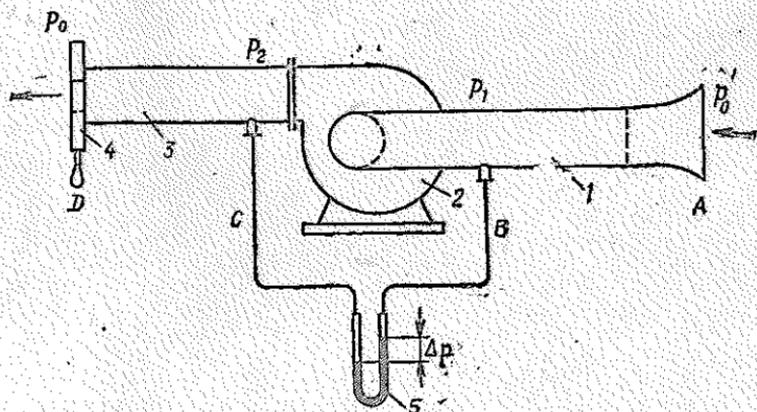


Рис. 5.3. Схема измерения разности давлений, создаваемой вентилятором
1 — всасывающий трубопровод; 2 — центробежный вентилятор; 3 — нагнетательный трубопровод; 4 — диафрагменный затвор; 5 — дифманометр.

Совмещая характеристики вентилятора и сети, т. е. графики рис. 5-2 и 5-4, получают так называемый график работы центро-

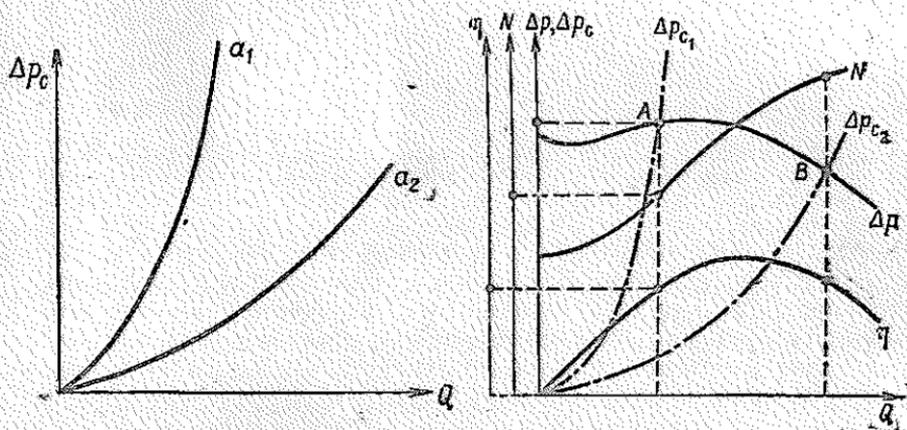


Рис. 5-4. Характеристики сетей.

Рис. 5-5. График работы центробежного вентилятора на сеть.

бежного вентилятора на сеть (рис. 5-5). Точка пересечения линий $Q - \Delta p$ и $Q - \Delta p_c$ на этом графике, в котором $\Delta p = \Delta p_c$, называется рабочей точкой. Положение рабочей точки определяет все величины, характеризующие работу вентилятора на данную сеть: Q , Δp , N , η . Из рис. 5-5 видно, что в зависимости от характеристики

сети параметры работы вентилятора при той же частоте оборотов могут сильно отличаться — см. рабочие точки *A* и *B*.

Цель работы — построение экспериментальных характеристик вентилятора и сети и определение параметров рабочей точки.

Описание установки (рис. 5-6)

Установка состоит из центробежного вентилятора 1, смонтированного на одном валу с электродвигателем постоянного тока 2. Последний дает возможность легко изменять частоту вращения вентилятора с помощью реостата.

К вентилятору присоединены трубы: нагнетательная 4 и всасывающая 5 одинакового диаметра ($d_{\text{внутр}} = 220$ мм). На входном

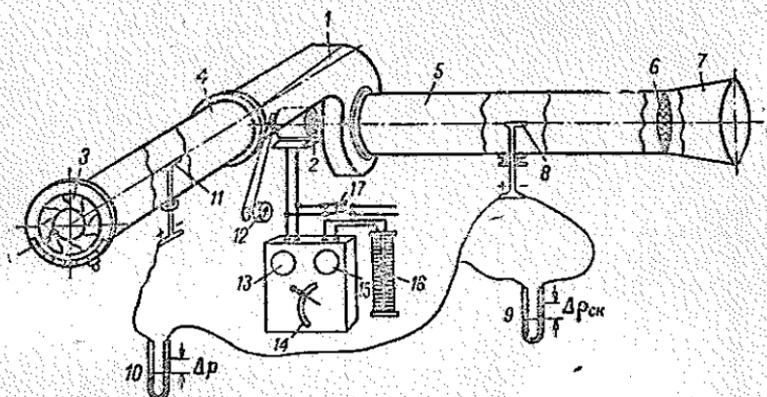


Рис. 5-6. Схема установки:

1 — центробежный вентилятор; 2 — электродвигатель постоянного тока; 3 — диафрагменный затвор; 4 — труба нагнетательная; 5 — труба всасывающая; 6 — сетка; 7 — раструб; 8, 11 — трубки Пито; 9, 10 — дифманометры; 12 — тахометр; 13 — амперметр; 14, 15 — реостаты; 16 — вольтметр; 17 — рубильник.

участке всасывающей трубы имеется плавный раструб 7, за которым установлена сетка 6 для предохранения от засасывания в трубопровод посторонних предметов. В выходном отверстии нагнетательной трубы установлен диафрагменный затвор 3, позволяющий плавно изменять площадь выходного отверстия (и, следовательно, изменять сопротивление нагнетательного трубопровода).

Из всех составляющих гидравлического сопротивления сети наибольшее значение имеют сопротивления сетки 6 и диафрагменного затвора 3, по сравнению с которыми остальные составляющие (трение, сопротивление на входе) очень малы.

Реостаты 14 и 16 служат для пуска и изменения частоты вращения электродвигателя. На щите электродвигателя и на трубопроводах установлены следующие контрольно-измерительные приборы:

а) тахометр 12 для определения частоты вращения вентилятора;

б) амперметр 13 и вольтметр 15 для определения силы и напряжения постоянного электрического тока;

в) трубки Пито 8 и 11, соединенные с дифференциальными манометрами 9 и 10. (Назначение и устройство трубок Пито и дифманометров см. в работе 2.)

Методика проведения работы

Для получения характеристик вентилятора $Q - \Delta p$, $Q - N$ и $Q - \eta$ проводят первую серию опытов (10 наблюдений) при постоянной частоте вращения n , которую задает преподаватель (не более 1200 об/мин). Расход перемещаемого вентилятором воздуха изменяют при этих опытах диафрагменным затвором 3, меняя его открытие.

Для получения характеристики сети $Q - \Delta p_c$ проводят вторую серию опытов (5 наблюдений), при которой открытие затвора 3, т. е. геометрическая характеристика сети, остается постоянным (его задает преподаватель), а расход воздуха меняют путем изменения частоты вращения вентилятора.

Необходимые для построения характеристик вентилятора и сети значения Q , Δp , N , η определяют путем соответствующей обработки показаний контрольно-измерительных приборов, полученных во время испытания. Показания дифманометра 9¹, дифманометра 10, амперметра 13 и вольтметра 15 снимают одновременно по команде «отсчет». Эту команду подает студент, регулирующий частоту вращения вентилятора, после того как диафрагменный затвор 3 переставлен в новое положение и восстановлена реостатами заданная частота вращения (I серия опытов) или после того как установлена новая частота вращения (II серия опытов).

После ознакомления с описанием работы и с установкой в натуре проверяют правильность положения трубок Пито в трубопроводах, нулевые положения жидкости в дифференциальных манометрах и с разрешения преподавателя пускают вентилятор — включают рубильник и плавно выводят сначала пусковой реостат 14, а затем — регулировочный 16. Остановку вентилятора после окончания работы производят в обратном порядке.

Обработка опытных данных и составление отчета

1) $\Delta p = p_2 - p_1$ — разность давлений, создаваемую вентилятором, определяют (в мм вод. ст.) непосредственным замером по дифференциальному манометру 10.

Как видно из рис. 5-6, дифманометр 10 присоединен к трубкам Пито так, что он показывает разность между общим (статическое +

¹ Дифференциальный манометр 9 имеет три присоединенные параллельно наклонные трубки с разными углами наклона. Средняя трубка служит для измерения разностей давлений, меньших 10 мм вод. ст., верхняя — 10 ÷ 30 мм вод. ст., нижняя — превышающих 30 мм вод. ст.

+ динамическое) давлением в нагнетательном трубопроводе и общим давлением во всасывающем трубопроводе. Это показание дифманометра равно разности статических давлений воздуха после и до вентилятора, так как динамические давления во всасывающем и в нагнетательном трубопроводах одинаковы, потому что одинаковы диаметры обоих трубопроводов.

2) N — мощность, потребляемую вентиляционной установкой, рассчитывают по формуле

$$N = UI \quad (5-6)$$

где U — напряжение постоянного тока, В;

I — сила тока, А.

3) Q — расход перемещаемого вентилятором воздуха рассчитывают по уравнению расхода для потока воздуха в трубопроводе

$$Q = \omega f \quad (5-7)$$

где ω — средняя скорость воздуха в трубопроводе, м/с;

$f = 0,785 d^2$ — площадь поперечного сечения трубопровода, м² (d — внутренний диаметр трубопровода, м).

Среднюю скорость воздуха ω находят следующим образом.

Дифференциальный манометр 9 (см. рис. 5-6), присоединенный к трубке Пито 8, которая установлена по оси всасывающего трубопровода, показывает (в мм вод. ст.) скоростное (динамическое) давление $\Delta p_{ск}$ — кинетическую энергию единицы объема воздуха в центре этого трубопровода

$$\Delta p_{ск} = \frac{\omega_{\max}^2 \rho}{2} \quad (5-8)$$

где ω_{\max} — скорость элементарной струйки воздуха, проходящей в центре трубопровода — осевая или максимальная скорость, м/с;

ρ — плотность воздуха, кг/м³.

При развитом турбулентном режиме течения в трубопроводе, когда значение критерия $Re \geq 10000$ (о критерии Рейнольдса см. работу 1), можно принять:

$$\frac{\omega}{\omega_{\max}} = 0,9 \quad (5-9)$$

Из уравнений (5-7) — (5-9) получаем:

$$Q = 0,785 \cdot 0,9 d^2 \sqrt{\frac{2 \Delta p_{ск}}{\rho}} = \frac{d^2}{\sqrt{\rho}} \sqrt{\Delta p_{ск}} = C \sqrt{\Delta p_{ск}} \quad (5-10)$$

Значение плотности воздуха ρ берут из табл. VII — см. Приложение.

4) η — к. п. д. вентилятора (с электродвигателем) вычисляют по уравнению (5-1).

С целью проверки режима течения воздуха в трубопроводе вычисляют значение критерия Рейнольдса для того опыта, в кото-

ром расход воздуха наименьший

$$Re = \frac{w d \rho}{\mu} \quad (5-11)$$

Вязкость воздуха μ (Па·с) берут из табл. VII — см. Приложение.

Отчет о выполненной работе должен включать: а) задание; б) схему установки со спецификацией; в) отчетные таблицы; г) расчет значений Q , N , η (табл. 5-1) для какого-либо одного опыта; расчет критерия Re для наименьшего расхода воздуха; д) график работы вентилятора на сеть и определение параметров рабочей точки.

ОТЧЕТНЫЕ ТАБЛИЦЫ

Таблица 5-1

Характеристики вентилятора при постоянной частоте вращения

$n = \dots$ об/мин

№ по пор.	Положение диафрагменного затвора	Измеренные величины						Рассчитанные величины		
		Δp		$\Delta p_{ск}$		I, A	U, B	$Q, м^3/с$	$N, Вт$	η
		мм вод. ст.	Па	мм вод. ст.	Па					
1										
2										
3										
4										
5										
6										
7										
8										
9										
10										

Таблица 5-2

Характеристика сети при постоянном открытии диафрагменного затвора

№ по пор.	$n, об/мин$	Δp_c		$\Delta p_{ск}$		$Q, м^3/с$
		мм вод. ст.	Па	мм вод. ст.	Па	
1						
2						
3						
4						
5						

Контрольные вопросы к работе 5

1. Как устроен и работает центробежный вентилятор?
2. Разность каких давлений показывает дифманометр, присоединенный к плюсу и минусу трубки Пито, установленной во всасывающем трубопроводе вентилятора?
3. Почему при определении характеристик вентилятора можно изменять расход воздуха диафрагменным затвором, а при определении характеристики сети — нельзя?
4. Какой физический смысл имеют характеристика сети и рабочая точка?
5. Почему плотность воздуха во всасывающем и в нагнетательном трубопроводах вентилятора считают одинаковой?
6. Что нужно сделать на установке, чтобы характеристика сети стала бы менее крутой?
7. В чем преимущество дифманометра с наклонной шкалой по сравнению с обычным U-образным дифманометром?
8. Можно ли для определения разности давлений, создаваемой вентилятором, соединить через дифманометр не плюсы двух трубок Пито, как это сделано на установке, а их минусы?
9. Если убрать сетку из всасывающего трубопровода, то при том же открытии диафрагменного затвора как это отразится на положении рабочей точки (для данной частоты вращения вентилятора)?
10. Почему для измерения разности давлений, создаваемой вентилятором, и гидравлического сопротивления сети в установке используется один и тот же дифманометр?
11. Для чего служит тахометр?
12. Чем общее давление отличается от статического?
13. Для чего проверяют значение критерия Рейнольдса при наименьшем расходе воздуха?

Дополнительная литература

Калинушкин М. П. Вентиляторные установки. Изд. 6-е. М., Высшая школа, 1967. 259 с.

Работа 6

ОЗНАКОМЛЕНИЕ С МНОГОСТУПЕНЧАТЫМ ПОРШНЕВЫМ КОМПРЕССОРОМ ВЫСОКОГО ДАВЛЕНИЯ

Введение

Компрессорами называют предназначенные для сжатия газов машины, в которых степень сжатия — отношение конечного давления газа (давление нагнетания) p_2 к начальному (давление всасывания) p_1 — больше трех

$$\frac{p_2}{p_1} > 3$$

В отличие от вакуум-насосов, в которых $p_2 \approx 0,1$ МПа, а $p_1 < 0,1$ МПа, в компрессорах давление нагнетания всегда больше атмосферного.

В курсе термодинамики рассматриваются теоретически различные процессы сжатия газов от начального давления p_1 (точка А) до конечного давления p_2 (рис. 6-1):

1) если вся теплота, выделяющаяся во время сжатия газа, непрерывно полностью отводится (при обратимом процессе), например, водой, охлаждающей стенки компрессора, то процесс сжатия происходит при постоянной температуре T_1 (изотермически) — линия AB ;

2) если во время сжатия газа теплота не отводится и не подводится (компрессор идеально теплоизолирован, трение и теплообмен в нем отсутствуют), то процесс сжатия происходит при постоянной энтропии S_1 (адиабатически) — линия AC ;

3) если выделяющаяся теплота отводится не полностью, а лишь частично, то процесс сжатия будет политропным, при котором показатель политропы m меньше показателя адиабаты k —

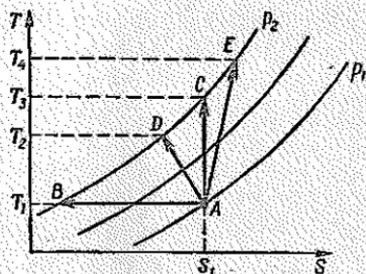


Рис. 6-1. Диаграмма $T - S$.

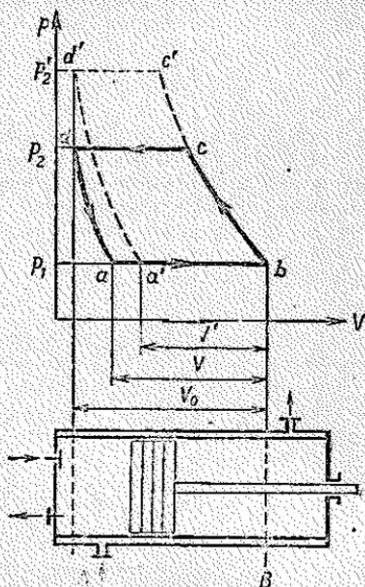


Рис. 6-2. Диаграмма $p - V$.

линия AD . Если же в компрессоре имеется добавочное выделение теплоты в результате трения и приход теплоты превышает ее отвод, то будет происходить политропный процесс сжатия, при котором $m > k$ — линия AE .

Как видно из диаграммы (см. рис. 6-1), конечная температура газа после сжатия его до давления p_2 для различных процессов сжатия будет разная. Различна будет и работа, затрачиваемая при этих процессах на сжатие газа. Так как при изотермном процессе AB затрата работы наименьшая, то такой процесс сжатия был бы наиболее экономичным, однако практически осуществить обратимый изотермный процесс сжатия газа в реальных условиях невозможно. Действительный рабочий процесс в охлаждаемом компрессоре идет обычно по некоторой политропе.

Конечная температура газа T_2 (К) после политропного сжатия его до давления p_2 может быть определена из уравнения

$$\frac{T_2}{T_1} = \left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{m-1}{m}} \quad (6-1)$$

где T_1 — начальная температура газа.

На рис. 6-2 представлена теоретическая $p-V$ -диаграмма (индикаторная) одноступенчатого поршневого компрессора. На этой диаграмме V_0 — геометрический (рабочий) объем, описываемый поршнем при его движении от крайнего левого положения A до крайнего правого положения B . Линия ab изображает процесс всасывания газа в цилиндр компрессора при постоянном давлении p_1 , линия bc — сжатие газа при ходе поршня справа налево, cd — выталкивание сжатого газа из цилиндра при давлении p_2 , da — расширение при ходе поршня направо сжатого газа, оставшегося во вредном (мертвом) пространстве, от давления p_2 до давления p_1 , т. е. до открытия в точке a всасывающего клапана.

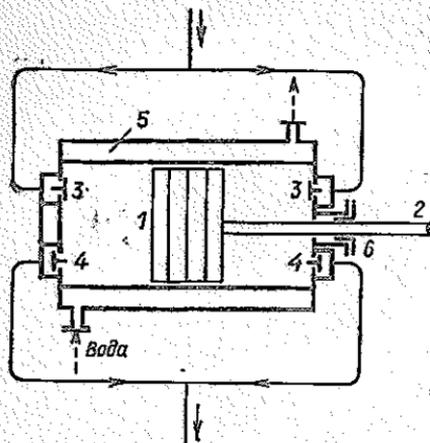


Рис. 6-3. Схема одноступенчатого поршневого компрессора двойного действия:

1 — поршень; 2 — шток; 3 — всасывающий клапан; 4 — нагнетательный клапан; 5 — охлаждающая рубашка; 6 — сальник.

V — объем газа, поступившего при давлении p_1 в цилиндр компрессора во время хода всасывания. Отношение $V/V_0 = \lambda_0$ называется *объемным к. п. д. компрессора*. Как видно из диаграммы, с возрастанием конечного давления от p_2 до p'_2 , т. е. с увеличением

степени сжатия от p_2/p_1 до p'_2/p_1 , объемный к. п. д. компрессора уменьшается:

$$\frac{V'}{V_0} < \frac{V}{V_0}$$

На рис. 6-3 дана схема одноступенчатого поршневого компрессора двойного действия (цилиндр работает двумя сторонами) с водяной охлаждающей рубашкой.

Во избежание значительного понижения объемного к. п. д. компрессора и недопустимого повышения температуры в нем степень сжатия газа в цилиндре компрессора не должна превышать некоторого предела. В одноступенчатых поршневых компрессорах с охлаждающими водяными рубашками отношение p_2/p_1 обычно составляет 3—5.

Если требуется сжимать газ до более высокого давления, применяют многоступенчатые компрессоры с промежуточным охлаждением газа между ступенями в выносных водяных холодильниках. При этом степень сжатия в каждой ступени не превышает указанного выше предела. На рис. 6-4 представлена схема двухступенчатого поршневого компрессора с промежуточным охлаждением газа между ступенями. Параллельно расположенные

цилиндры — простого действия (работают одной стороной), но могут быть и двойного.

В многоступенчатых поршневых компрессорах применяют и иное расположение цилиндров — горизонтальное, последовательное, V-образное.

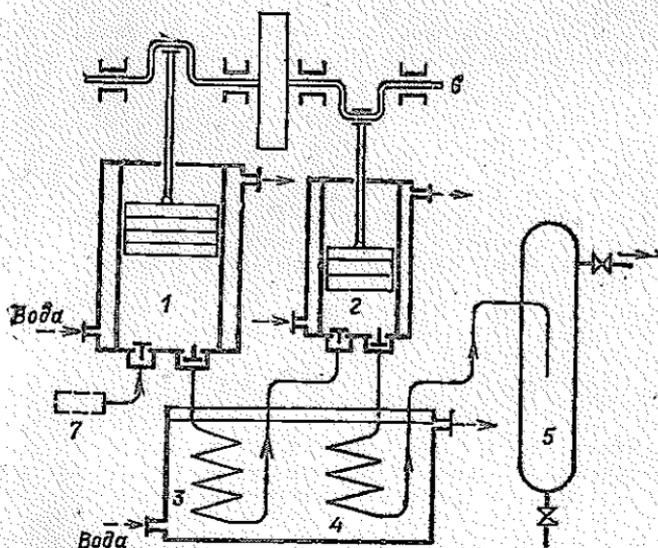


Рис. 6-4. Схема двухступенчатого поршневого компрессора:

1—цилиндр I ступени; 2—цилиндр II ступени; 3—промежуточный холодильник; 4—конечный холодильник после II ступени; 5—ресивер (сборник-маслоотделитель); 6—коленчатый вал; 7—фильтр.

Принимая, что во всех n ступенях многоступенчатого поршневого компрессора степень сжатия i одинакова, и не учитывая потерь давления между ступенями в клапанах и промежуточных холодильниках, получим следующую приближенную зависимость

$$i^n = \frac{p_2}{p_1} \quad (6-2)$$

где p_1 — давление всасывания;

p_2 — давление нагнетания.

В данной работе требуется выполнить следующее:

1. После ознакомления с инструкцией составить по натуре схему (в разрезе) лабораторного пятиступенчатого воздушного компрессора с последовательным расположением цилиндров на общем штоке. В компрессоре первая ступень — двойного действия, остальные — простого. На схеме должны быть показаны клапаны, охлаждающие рубашки цилиндров, выносные водяные холодильники, ресивер и все коммуникационные линии (воздушные и водяные, в соответствии с натурой).

2. По заданному преподавателем конечному давлению воздуха p_2 (не выше 100 МПа) рассчитать приближенные значения давлений по ступеням компрессора.

3. Рассчитать конечную температуру сжатого воздуха в цилиндрах компрессора, приняв по данным испытаний воздушных компрессоров средний показатель политропы $m = 1,25$ и температуру сжатого воздуха после водяных холодильников равной 30°C .

4. В координатах диаграммы $T-S$ дать схематическое изображение последовательных процессов сжатия воздуха в пяти цилиндрах компрессора и его охлаждения в промежуточных и конечном холодильниках, указав на этой схеме значения температур и давлений воздуха по ступеням.

Контрольные вопросы к работе 6

1. Какие машины называют компрессорами?
2. Чем отличаются вакуум-насосы от компрессоров?
3. Что такое степень сжатия?
4. В каких пределах изменяется степень сжатия в одной ступени поршневого компрессора?
5. Чем отличаются различные термодинамические процессы сжатия?
6. В каком случае сжатие совершается при наименьшей затрате работы?
7. Как определить температуру газа в конце процесса политропного сжатия?
8. Как осуществляется охлаждение газа, сжимаемого в компрессоре?
9. Дать изображение процессов, происходящих в компрессоре на $T-S$ - и $p-V$ -диаграммах.
10. Что такое объемный к. п. д. компрессора и как он зависит от степени сжатия?
11. Чем вызывается необходимость многоступенчатого сжатия?
12. Какое существует соотношение между степенью сжатия и числом ступеней в многоступенчатом компрессоре?
13. Каково назначение сальника?

Дополнительная литература

Касаткин А. Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. Изд. 9-е. М., Химия, 1973. 750 с.

Работа 7

ИЗУЧЕНИЕ ГИДРОДИНАМИЧЕСКОЙ СТРУКТУРЫ ПОТОКОВ В АППАРАТЕ СМЕШЕНИЯ С ПРИМЕНЕНИЕМ ЭВМ¹

Введение

В химической технологии при расчете, моделировании и оптимизации процессов исходят из анализа особенностей гидродинамической обстановки в аппарате. При этом движение взаимодействующих потоков в аппарате должно быть организовано таким образом, чтобы обеспечивать максимальную производительность аппарата и наилучшие условия для избирательности протекающего в нем процесса.

¹ При составлении использованы материалы кафедры «Машины и аппараты химических производств» ЛТИ имени Ленсовета,

В зависимости от гидродинамического режима различают следующие основные типы аппаратов:

- 1) полного (идеального) вытеснения;
- 2) полного (идеального) смешения;
- 3) промежуточного типа (с промежуточным гидродинамическим режимом).

Для описания гидродинамического режима внутри аппарата широко пользуются различными типами гидродинамических моделей, которые дают приближенные представления о внутренней структуре потоков в аппарате. Математическое описание структуры потоков является основой построения математической модели процесса в целом.

Все гидродинамические модели записываются в виде уравнений, определяющих изменения концентрации вещества в потоке. Характер изменения концентрации зависит от времени пребывания отдельных частиц потока в аппарате, от характера распределения этого времени, который следует статистическим законам.

Значения истинного времени пребывания определяют экспериментально по виду сигнала, проходящего через аппарат. В качестве сигнала используют различные индикаторы (например, растворы солей), которые вводят в аппарат и отмечают моменты их входа и выхода. По изменению концентрации индикатора в выходящем потоке в течение времени можно построить кривую отклика системы, т. е. статистическую функцию распределения индикатора в системе, которая однозначно определяет распределение времени пребывания частиц индикатора в потоке. При помощи кривых распределения времени пребывания вещества и определяют структуру модели потока в аппарате с использованием ЭВМ.

Рассмотрим непрерывнодействующий аппарат полного смешения, в котором принимается равномерное распределение концентрации в объеме за бесконечно малый промежуток времени dt (рис. 7-1). На практике этим условиям отвечают аппараты с высокоинтенсивным перемешиванием в потоке (например, аппарат с высокоскоростной мешалкой и отражательными перегородками). Время пребывания в таком аппарате объемом V_a (m^3), заполненном жидкостью с концентрацией индикатора c_0 ($кг/м^3$), может быть определено экспериментально при замере концентрации индикатора в поступающем потоке с расходом V ($m^3/с$) на входе в аппарат — c_n ($кг/м^3$) и на выходе — c ($кг/м^3$).

Материальный баланс процесса по количеству индикатора описывается тогда уравнением:

$$Vc_n dt = Vc dt + d(V_a c) \quad (7-1)$$

Левая часть уравнения выражает количество индикатора, поступившего в перемешиваемый объем. В правой части уравнения первое слагаемое представляет собой количество индикатора, выведенное из аппарата, второе — показывает количество индикатора, находящееся в перемешиваемом объеме с учетом изменившейся концентрации его за время dt .

Вводя понятие среднего времени пребывания частиц в системе $\tau_{\text{ср}} = V_a/V$ и граничные условия $c = c_0$ при $\tau = 0$ и $c = c_1$ при $\tau = \tau_i$, получим решение уравнения в виде:

$$\frac{c - c_n}{c_0 - c_n} = e^{-\tau/\tau_{\text{ср}}} \quad (7-2)$$

В случае так называемого процесса «вымывания», когда в поступающем потоке индикатор отсутствует, т. е. $c_n = 0$, уравнение (7-2) может быть представлено в следующем виде:

$$\frac{c}{c_0} = e^{-\tau/\tau_{\text{ср}}} \quad (7-3)$$

Введение понятия среднего времени пребывания предполагает, что время пребывания частиц поступающего потока в аппарате не постоянно и описывается функцией распределения.

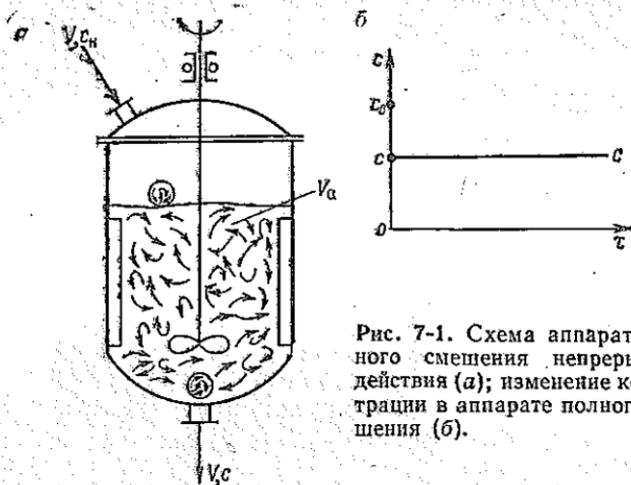


Рис. 7-1. Схема аппарата полного смешения непрерывного действия (а); изменение концентрации в аппарате полного смешения (б).

Среднее время пребывания означает, что объем вещества, поступающего в аппарат за время $\tau_{\text{ср}}$, численно равен его объему. Выражение $\tau_{\text{ср}} = V_a/V$ предполагает равенство объемов загружаемой и вытесняемой из аппарата несжимаемой жидкости в единицу времени, движущейся поршневым потоком, как в аппарате полного вытеснения. Известно, что истинное время пребывания отдельных частиц жидкости в аппарате будет отличаться от $\tau_{\text{ср}}$ даже при отсутствии перемешивания вследствие неравномерного распределения скоростей по сечению потока. При наличии мешалок перемешивание чаще всего тоже не бывает совершенным: некоторая часть потока не охватывается действием мешалки и проскакивает через аппарат.

Под функцией распределения времени пребывания $F(\tau)$ для системы с непрерывным потоком понимается объемная доля потока на выходе, которая находилась в аппарате в течение времени меньшем, чем τ . Тогда $dF(\tau)$ — объемная доля выходного потока,

которая находилась в аппарате между τ и $\tau + dt$. Умножив $dF(\tau)$ на τ и проинтегрировав в пределах от $\tau = 0$ до $\tau = \infty$, находим среднее время пребывания жидкости в системе:

$$\tau_{cp} = \int_0^{\infty} \tau dF(\tau) \quad (7-4)$$

На рис. 7-2 дан график функции $F(\tau)$ для произвольного распределения времени пребывания.

В соответствии с определением, данным $F(\tau)$, вероятность того, что элемент объема, поступивший в систему при $\tau = 0$, выйдет из нее раньше времени τ , равна $F(\tau)$. Вероятность того, что это случится по истечении времени τ , равна $[1 - F(\tau)]$. Вероятность того, что часть поступившего объема останется в аппарате дольше, чем, например, $\tau + \Delta\tau$, составляется из двух независимых вероятностей: пребывания дольше, чем τ , и дольше, чем $\Delta\tau$:

$$1 - F(\tau + \Delta\tau) = [1 - F(\tau)] [1 - F(\Delta\tau)] \quad (7-5)$$

С учетом того, что $F(\Delta\tau) = \Delta\tau/\tau_{cp}$, и при условии $\Delta\tau \rightarrow d\tau$ уравнение (7-5) может быть приведено к следующему виду:

$$\frac{dF(\tau)}{d\tau} - \frac{1}{\tau_{cp}} F(\tau) = \frac{1}{\tau_{cp}} \quad (7-6)$$

При граничном условии $\tau = 0$ и $F(\tau) = 0$ после интегрирования уравнения (7-6) получим его решение:

$$F(\tau) = 1 - e^{-\tau/\tau_{cp}} \quad (7-7)$$

Вид функции распределения можно получить экспериментально, измеряя концентрацию индикатора в потоке на входе в систему и на выходе. При совместном решении уравнений (7-3) и (7-7) получим:

$$F(\tau) = 1 - \frac{c}{c_0} \quad (7-8)$$

Отсюда следует, что вид функции распределения можно получить экспериментально, измеряя концентрацию индикатора в потоке только на выходе из аппарата при условии, что $c_n = 0$.

При построении модели потоков предполагается, что аппарат состоит из отдельных зон, соединенных последовательно или параллельно, в которых наблюдаются различные структуры потоков: зона потока с идеальным смешением, зона с идеальным вытеснением, застойная зона и т. д. Помимо этого могут наблюдаться

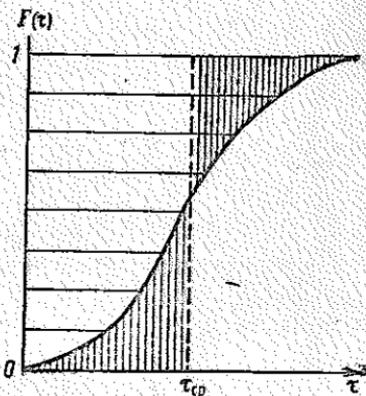


Рис. 7-2. Кривая распределения времени пребывания.

локальные потоки: байпасный, циркуляционный и др. Наличие указанных видов потоков устанавливается по опытным кривым зависимости выходной величины от входной. Следует учитывать,

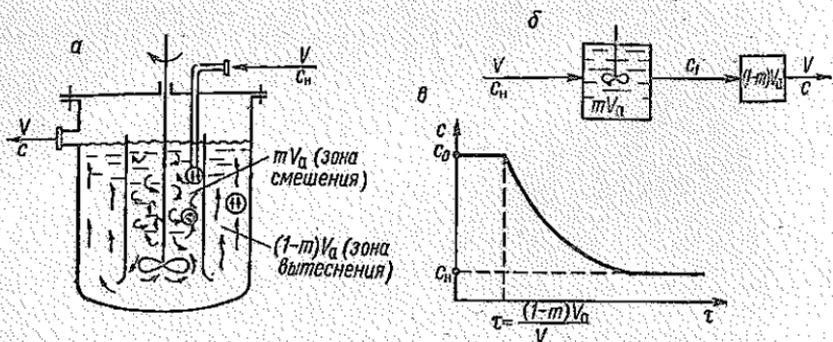


Рис. 7-3. Модель А:

а—схема потоков в аппарате; б—модель; в—кривая изменения концентрации.

что увеличением количества зон можно описать процесс любой сложности, но математическое моделирование одновременно усложняется.

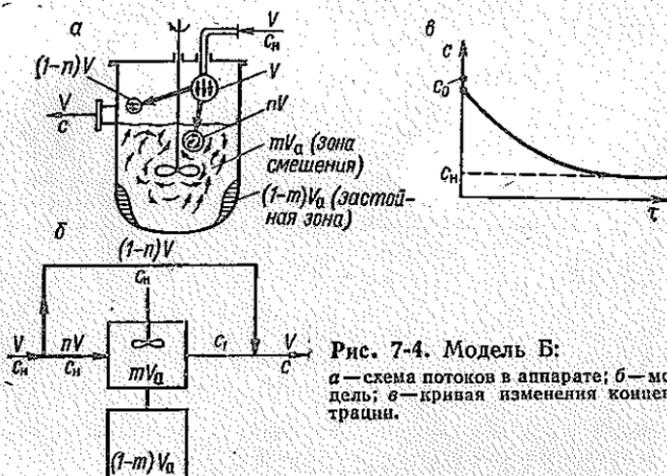


Рис. 7-4. Модель Б:

а—схема потоков в аппарате; б—модель; в—кривая изменения концентрации.

Рассмотрим модели трех видов, представленных на рис. 7-3, 7-4 и 7-5. Сущность модели А состоит в следующем. В аппарате объемом V_a полное смешение происходит только в части объема mV_a . Весь входной поток жидкости попадает сначала в зону полного смешения, а оттуда проходит в зону вытеснения. При этих условиях концентрация индикатора на выходе будет неизменной и равной c_0 в течение времени, необходимого для вытеснения из аппарата объема $(1 - m)V_a$.

Рассматривая объем $(1-m)V_a$ как емкость, представляющую собой аппарат вытеснительного типа, можно записать, что:

$$c = c_0, \text{ если } \tau \leq \frac{(1-m)V_a}{V}$$

$$c = c_1, \text{ если } \tau > \frac{(1-m)V_a}{V}$$

По прошествии времени $\tau = \frac{(1-m)V_a}{V}$ будет достигнуто установившееся состояние, для которого справедливо следующее уравнение материального баланса:

$$\frac{dc_1}{d\tau} = \frac{1}{m} \frac{V}{V_a} (c_n - c_1) \quad (7-9)$$

Начальным условием дифференциального уравнения является равенство $c_1 = c_0$.

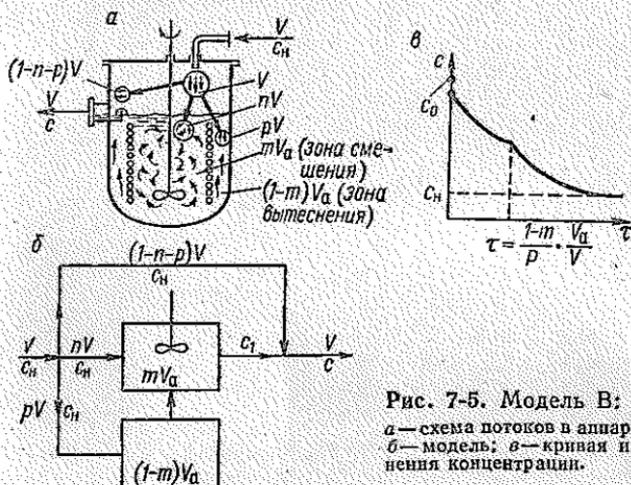


Рис. 7-5. Модель В:

а — схема потоков в аппарате; б — модель; в — кривая изменения концентрации.

При $c_n = 0$ дифференциальное уравнение для зависимости $c = f(\tau)$ примет вид

$$c = c_0 \quad (7-10a)$$

при

$$\tau \leq \frac{(1-m)V_a}{V}$$

$$\frac{dc}{d\tau} = -\frac{1}{m} \frac{V}{V_a} c \quad (7-10б)$$

при

$$\tau > \frac{(1-m)V_a}{V}$$

Количество индикатора, выходящего из перемешиваемой системы, определяют из уравнения

$$V \int_0^{\tau} c d\tau = c_0 V_a$$

$$\frac{V}{V_a} \int_0^{\tau} c d\tau = c_0 \quad (7-11)$$

Модель Б предполагает, что идеальное смешение происходит только в части объема аппарата mV_a . В эту зону поступает лишь часть входного потока nV . Остаток $(1-n)V$ направляется прямо на выход («проскок»). В части объема $(1-m)V_a$ обмен настолько замедлен, что его практически можно исключить из рассмотрения. Это так называемая застойная зона.

Модель Б описывается следующей системой уравнений:

$$\frac{dc_1}{d\tau} = \frac{n}{m} \frac{V}{V_a} (c_n - c_1) \quad (7-12a)$$

$$Vc = (1-n)Vc_n + nVc_1 \quad (7-12б)$$

$$V \int_0^{\tau} c d\tau = c_0 m V_a \quad (7-12в)$$

Начальным условием является равенство $c_1 = c_0$ при $\tau = 0$. Если $c_n = 0$, то при подстановке уравнения (7-12б) в (7-12a) получим:

$$\frac{dc}{d\tau} = -\frac{n}{m} \frac{V}{V_a} c \quad (7-13a)$$

$$\frac{1}{m} \frac{V}{V_a} \int_0^{\tau} c d\tau = c_0 \quad (7-13б)$$

Сущность модели В состоит в следующем. Часть объема mV_a полностью перемешивается и в него поступает часть потока nV . Часть входного потока pV поступает в зону вытеснения $(1-m)V_a$, откуда вытесняется такой же объем жидкости в зону идеального смешения. Остальная часть входного потока $(1-n-p)V$ поступает прямо на выход из аппарата, байпасируя обе зоны.

Для материального баланса решающими являются два интервала времени: или меньший, или больший, чем $\tau = (1-m) \frac{V_a}{pV}$, за который вся жидкость в неперемешиваемой части объема будет заменена свежей:

$$1) 0 < \tau < \frac{1-m}{p} \frac{V_a}{V} \quad \frac{dc_1}{d\tau} = \frac{V}{mV_a} [n(c_n - c_1) + p(c_0 - c_1)] \quad (7-14a)$$

$$2) \tau > \frac{1-m}{p} \frac{V_a}{V} \quad \frac{dc_1}{d\tau} = -\frac{V}{V_a} \frac{n+p}{m} c_1 \quad (7-14б)$$

$$c = (n+p)c_1 \quad (7-15)$$

$$\frac{V}{V_a} \int_0^{\tau} c d\tau = c_0 \quad (7-16)$$

Подставляя $c = f(c_1)$ в дифференциальные уравнения (7-14а) и (7-14б) при условии, что $c = c_0$, когда $\tau = 0$, получим:

$$1) \tau < \frac{1-m}{p} \frac{V_a}{V}$$

$$\frac{dc}{d\tau} = \frac{n+p}{m} \frac{V}{V_a} (pc_0 - c) \quad (7-17a)$$

$$2) \tau > \frac{1-m}{p} \frac{V_a}{V}$$

$$\frac{dc}{d\tau} = - \frac{n+p}{m} \frac{V}{V_a} c \quad (7-17б)$$

На основании заданных условий протекания процесса в аппарате конкретного типа для него подбирают типовую модель, характеризующуюся определенной структурой потоков вещества в перемешиваемом объеме. При этом следует принимать во внимание, что с изменением гидродинамического режима в том же самом конкретном аппарате для него могут изменяться и виды моделей.

Цель работы — изучение распределения времени пребывания жидкости в аппарате смешения в зависимости от гидродинамических условий, подбор по экспериментальным данным модели потоков и их структуры с использованием электронно-вычислительной машины.

Описание установки

Схема установки для исследования гидродинамической структуры потоков представлена на рис. 7-6.

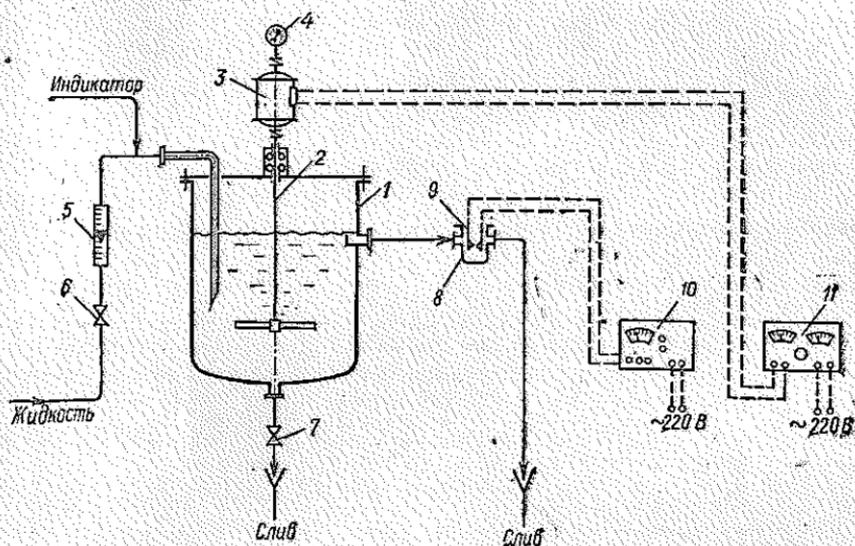


Рис. 7-6. Схема установки:

1 — аппарат; 2 — вал с мешалкой; 3 — электродвигатель; 4 — тахометр; 5 — ротаметр для измерения расхода воды; 6 — вентиль для подачи воды; 7 — вентиль для опорожнения аппарата; 8 — кювета; 9 — кондуктометрический датчик; 10 — кондуктометр; 11 — выпрямитель.

Установка включает аппарат 1 с мешалкой 2. Перемешивающее устройство приводится во вращение от электродвигателя постоянного тока 3. Изменение частоты вращения мешалки в пределах 30 ÷ 500 об/мин осуществляют плавным изменением напряжения в сети от выпрямителя 11, через который питается электродвигатель. Частоту вращения вала измеряют тахометром 4. Подачу жидкости регулируют вентилем 6 через ротаметр 5. Выходной поток проходит через кювету 8 и поступает на слив. В кювете помещен кондуктометрический датчик 9, который подключен к кондуктометру 10. Индикатор в аппарат подают одновременно с входным потоком жидкости. Слив из аппарата производят через вентиль 7.

Методика проведения работы

После ознакомления со схемой лабораторной установки с разрешения преподавателя приступают к проведению экспериментальной части работы.

Приготавливают раствор индикатора (хлорида натрия) в жидкости (воде) и вводят в аппарат через штуцер. Затем аппарат доливают водой до уровня выходного патрубка (V_2). Включают электродвигатель. Плавным поворотом рукоятки трансформатора выпрямителя 11 перемешивающее устройство приводят во вращение. Содержимое аппарата перемешивают в течение 3—5 мин для усреднения концентрации по всему объему аппарата. Затем мешалку останавливают, через вентиль 7 отбирают пробу исходного раствора и замеряют начальную концентрацию индикатора в аппарате c_0 (кг/м³) с помощью кондуктометра. Далее включают электродвигатель и устанавливают определенную частоту вращения мешалки. Затем вентилем 6 по ротаметру 5 устанавливают постоянный расход V (м³/с) воды, поступающей в аппарат. Одновременно с этим включают секундомер. Через определенные интервалы времени (30—60 с) замеряют концентрацию индикатора в выходящем потоке c (кг/м³) с помощью датчика 9, расположенным в кювете 8, и кондуктометра 10. Опыт считается законченным при установлении постоянной концентрации выходящего потока, соответствующей концентрации входного потока ($c = c_n$)¹.

Перед переходом на другой режим работы перемешивающего устройства (изменение частоты его вращения) или другой объемный расход поступающего потока аппарат необходимо опорожнить. После этого настройку установки на новый режим работы и проведение замеров осуществляют по той же методике.

Изучаемыми факторами в работе (по указанию преподавателя) могут быть следующие.

¹ Поскольку в данном случае осуществляется так называемый процесс «вымывания» хлорида натрия из аппарата, т. е. во входящем потоке (воде) концентрация $c_n = 0$, то опыт заканчивают, когда концентрация хлорида натрия c в выходящем потоке будет равна 0.

1. Различные объемные расходы потоков, поступающих в аппарат.

2. Различные значения частот вращения перемешивающего устройства.

3. Различные типы мешалок (пропеллерные, турбинные, лопастные).

Опыты можно проводить как в гладкостенном аппарате, так и при наличии четырех отражательных перегородок.

По окончании эксперимента мешалку останавливают, электродвигатель и приборы обесточивают, а аппарат опорожняют.

Результаты проведенных замеров заносят в отчетную таблицу (см. табл. 7-1).

Далее приступают к подготовке вычислительной машины МН-7 к работе. Машина МН-7 питается постоянным током 350 В от блока питания¹.

На передней стенке корпуса расположена панель управления. В основном все подготовительные и рабочие операции производят с панели управления. Для наблюдения за изменением протекания процесса во времени машина МН-7 снабжена электроннолучевым осциллографом.

Машину МН-7 включают за 1 ч до начала работы с целью прогрева. После этого производят установку нулей операционных усилителей. При установке нулей на панели управления включают напряжения 26 В (тумблер Ж), которое питает обмотки всех переключающих реле. Для проверки нулей служит вольтметр VI с нулем посередине, имеющий три предела измерений (100 В; 2,5 В; 0,1 В). Пределы измерения устанавливаются ключом А. Установку нулей производят, когда тумблер Г («работа — установка нуля») находится в положении «установка нуля».

Тумблер В («измерение — компенсация») переключают в позицию «измерение». Выходы всех усилителей, расположенные на коммутационном поле, последовательно подключают шнуровой коммутацией к гнезду вольтметра VI⁺.

Установку нулей усилителей производят потенциометрами, ручки которых (№ 1—18) вынесены и расположены слева на панели управления.

Обработка опытных данных с помощью ЭВМ и составление отчета

1. Для обработки данных на машине МН-7 вводят масштабные коэффициенты так, чтобы аналоги переменных величин в машине не превышали напряжения ± 100 В:

$$(M_c U_c)_{\max} = c_0$$
$$U_c = 100; M_c = \frac{c_0}{100}$$

Продолжительность интегрирования на машине МН-7 рекомендуется до 200 с. Предполагаемая продолжительность реального

¹ Категорически запрещается включение и выключение тумблеров машины МН-7 без преподавателя.

процесса составляет 30 мин:

$$M_{\tau} \tau_M = 30 \text{ мин}$$

$$\tau_M = 100 \text{ с}$$

$$M_{\tau} = \frac{30}{(100)} = 0,3 \text{ мин/с}$$

2. Модель А. Путем введения масштабных коэффициентов уравнения (7-10а) и (7-10б) приводят к машинному виду:

$$\text{при } \tau \leq \frac{V_a}{V} (1 - m)$$

$$c = c_0$$

$$\text{при } \tau > \frac{V_a}{V} (1 - m)$$

$$\frac{dc}{d\tau} = -\frac{1}{m} \frac{V}{V_a} M_{\tau} U_c$$

Начальным условием для получения однозначного решения уравнения является равенство $c = c_0$ при $\tau_{\text{кон}} = 0$, причем $\tau_{\text{кон}} = \tau - \frac{V_a}{V} (1 - m)$.

При отсутствии блока запаздывания решение системы уравнений следует производить в два этапа. На первом этапе решение очевидно:

$$c = c_0 = \text{const}$$

$$\frac{V_a}{V} (1 - m) \int_0^{\tau_{\text{кон}}} c d\tau = V c_0 \left[\frac{V_a}{V} (1 - m) - 0 \right] = (1 - m) V_a c_0$$

На втором этапе блок-схема решения уравнения, способ замера результатов и перебора вариантов не отличаются от модели Б при условии, что $n = 1$:

$$\frac{(1 - m) V_a c_0}{V_a} + \frac{V}{V_a} \int_0^{\tau_{\text{кон}}} c d\tau = c_0$$

или

$$(1 - m) c_0 + \frac{V}{V_a} \int_0^{\tau_{\text{кон}}} c d\tau = c_0$$

Время $\tau_{\text{кон}}$ определяется из условия, что левая часть уравнения достигает значения c_0 .

3. Модель Б. Уравнения (7-13а) и (7-13б) приводят к машинному виду:

$$\frac{M_c}{M_{\tau}} \frac{dU_c}{d\tau_M} = -\frac{n}{m} \frac{V}{V_a} M_c U_c$$

$$M_c M_{\tau} \frac{1}{m} \frac{V}{V_a} \int_0^{\tau_M} U_c d\tau_M = M_c U_c$$

ИЛИ

$$\frac{dU_c}{d\tau_M} = \frac{n}{m} \frac{V}{V_a} M_\tau U_c$$

$$\frac{M_\tau}{m} \frac{V}{V_a} \int_0^{\tau_M} U_c d\tau_M = U_{c_0}$$

Блок-схема набора модели Б на машине МН-7 для решения дифференциальных уравнений представлена на рис. 7-7.

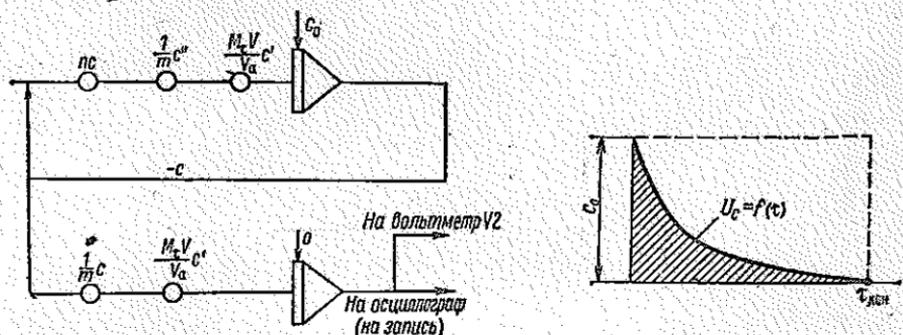


Рис. 7-7. Блок-схема набора модели Б на машине МН-7.

Рис. 7-8. Произвольная зависимость изменения концентрации во времени.

По определенной продолжительности периода интегрирования оценивают значение среднего времени пребывания для принятой модели аппарата.

Действительно, уравнение

$$\frac{M_\tau}{m} \frac{V}{V_a} \int_0^{\tau} U_c d\tau = U_{c_0}$$

представляет собой в некотором масштабе площадь, ограниченную осью абсцисс и кривой $U_c = f(\tau)$ (рис. 7-8).

При делении значения интеграла на U_{c_0} определяется среднее время пребывания в аппарате:

$$\frac{\int_0^{\tau} U_c d\tau}{U_{c_0}} = \tau_{ср}$$

$$\int_0^{\tau} dU_c$$

Окончательно

$$\tau_{ср} = \frac{mV_a}{M_\tau V}$$

4. Модель В. Решение уравнений (7-14) — (7-16) после введения машинных коэффициентов проводят в два этапа.

На первом этапе:

$$\tau \leq \frac{(1-m)}{p} \frac{V_a}{V}$$

$$\frac{dU_c}{d\tau_M} = \frac{n+p}{m} \frac{V}{V_a} M_\tau (\rho V c_0 - U_c)$$

$$M_\tau \frac{V}{V_a} \int_0^{\frac{1-m}{p} \frac{V_a}{V}} U_c d\tau_M = U_c \left(\frac{1-m}{p} \frac{V_a}{V} \right)$$

Блок-схема набора представлена на рис. 7-9, а.

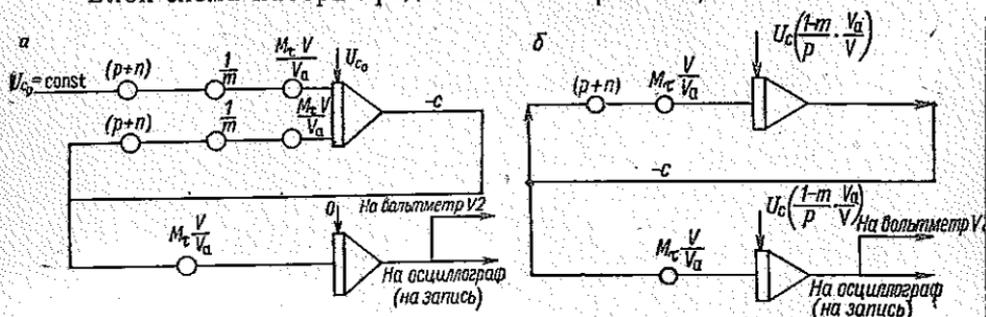


Рис. 7-9. Блок-схема набора модели В на машине МН-7:

а — первый этап; б — второй этап.

Результат решения первого этапа определяет исходные данные для решения системы уравнений, соответствующих второму этапу:

$$\tau > \frac{(1-m)}{p} \frac{V_a}{V}$$

$$\frac{dU_c}{d\tau_M} = - \frac{n+p}{m} \frac{V}{V_a} M_\tau U_c$$

$$M_\tau \frac{V}{V_a} \int_0^{\tau_{\text{кон}}} U_c d\tau = U_{c_0}$$

Начальным условием является следующее:

$$U_c = U_{c_0} \left(\frac{1-m}{p} \frac{V_a}{V} \right)$$

Блок-схема набора на машине МН-7 для решения второго этапа представлена на рис. 7-9, б.

5. Пределы и шаг изменения величин m , n , p , V/V_a задает преподаватель.

6. По заданным значениям m , n , p , V/V_a (см. табл. 7-2) получают набор решений дифференциальных уравнений для моделей А, Б и В.

7. Строят экспериментальную зависимость $c = f(\tau)$.

8. Сравнивают полученный набор решений дифференциальных уравнений с опытной зависимостью $c = f(\tau)$ и выбирают наилучшее приближение.

9. Определяют модель потока, соответствующую данной гидродинамической обстановке в аппарате.

ОТЧЕТНЫЕ ТАБЛИЦЫ

Таблица 7-1

Рабочий объем аппарата $V_a = \dots$ м³; начальная концентрация индикатора в аппарате $c_0 = \dots$ кг/м³; частота вращения мешалки $n = \dots$ об/с; объемный расход поступающего потока $V = \dots$ м³/с.

Время проведения процесса τ , с	0	60					
Концентрация индикатора в выходящем потоке c , кг/м ³							

Таблица 7-2

Модель ...

	m	n	o	V/V_a
Шаг изменения				
Начальные значения				
Конечные значения				

Контрольные вопросы к работе 7

1. Как классифицируют химические аппараты в зависимости от гидродинамического режима их работы?
2. Что такое аппарат полного (идеального) смешения?
3. Объясните понятия «время пребывания», «среднее время пребывания», «распределение времени пребывания» и различие между ними.
4. Составьте уравнение материального баланса по индикатору для аппарата полного смешения непрерывного действия. Объясните физический смысл каждого члена этого уравнения.
5. Что такое кривая отклика системы?
6. Объясните понятие «функция распределения времени пребывания». Составьте ее математическое и графическое выражения.
7. Что понимают под гидродинамической моделью аппарата? Как условно графически выражают это понятие?
8. Объясните понятия «проскок», «байпас», «застойная зона». Как при этом будет изменяться вид кривой отклика системы для аппарата смешения непрерывного действия?

9. Какие основные физические факторы оказывают влияние на структуру потоков в аппарате смешения непрерывного действия?
10. Перечислите типовые гидродинамические модели аппарата смешения непрерывного действия. Как условно графически изображают эти модели?

Дополнительная литература

- Касаткин А. Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. Изд. 9-е. М., Химия, 1973. 750 с.
- Кафаров В. В. Методы кибернетики в химии и химической технологии. Изд. 3-е. М., Химия, 1976. 463 с.
- Кулле П. А., Лопаченок Л. В. Применение аналоговых вычислительных машин для решения научных и технических задач. Ч. 1. Л., ЛТИ им. Ленсовета, 1970. 116 с.

Работа 8

ОПРЕДЕЛЕНИЕ РАСХОДА ЭНЕРГИИ НА ПЕРЕМЕШИВАНИЕ

Введение

Перемешивание — это процесс многократного перемещения частиц неоднородной текучей среды друг относительно друга во всем объеме аппарата, протекающей за счет импульса, передаваемого среде механической мешалкой, струей жидкости или газа.

Перемешивание — обязательное условие успешного проведения многих самых разнообразных технологических операций. На производстве перемешивание осуществляют в целях:

а) обеспечения равномерного распределения и дробления до заданной дисперсности газа в жидкости или жидкости в жидкости, а также равномерного распределения твердых частиц в объеме жидкости;

б) интенсификации нагревания или охлаждения обрабатываемых масс, а также обеспечения равномерного распределения температуры в перемешиваемом объеме;

в) интенсификации массообмена в перемешиваемой среде, а также равномерного распределения растворенного вещества в перемешиваемой массе.

Таким образом, перемешивание оказывает решающее влияние и на скорость различных процессов химических превращений, поскольку в промышленных условиях скорость этих процессов определяется не только химической кинетикой, а в значительной мере условиями передачи теплоты и массы.

В зависимости от целей и условий проведения процесса применяют аппараты с перемешивающими устройствами различных конструкций.

Наиболее распространены в настоящее время аппараты с вращающимися механическими мешалками разных типов. При перемешивании такими мешалками возникает сложное трехмерное течение жидкости. Первичным в этом течении является тангенциальное движение, которое в пространстве, ограниченном дном и стенками аппарата и свободной поверхностью жидкости, вызывает радиальные и аксиальные потоки.

Поскольку аналитического описания поля скоростей в аппаратах с мешалками до настоящего времени получить не удалось, то их характеризуют технологической интенсивностью и эффективностью.

Интенсивностью I действия аппарата с мешалкой называют возможность достижения некоторого заданного, строго определенного технологического результата (качества перемешивания) за определенное время τ

$$I_{n=\text{const}} = \varphi(\tau) \quad (8-1a)$$

При одинаковой частоте вращения n действие мешалки будет тем более интенсивным, чем меньше время перемешивания.

Если требуемое качество перемешивания может быть обеспечено лишь при частоте вращения мешалки, не меньше некоторой определяющей величины, то интенсивность будет выражаться:

$$I_{\tau=\text{const}} = f(n) \quad (8-1b)$$

Ясно, что при одинаковом времени достижения заданного технологического результата, действие мешалки будет тем более интенсивным, чем с меньшей частотой она вращается.

Эффективностью E аппаратов с перемешивающими устройствами будем называть возможность достижения заданного технологического результата (качества перемешивания) при затрате определенной работы $N\tau$

$$E = f(N\tau) \quad (8-2)$$

где N — мощность, потребляемая мешалкой.

Очевидно, что действие мешалки тем более эффективно, чем меньше работы затрачивается на достижение требуемого технологического результата.

Мощность, потребляемая механическими мешалками, зависит от многих факторов. Методы и расчетные формулы, принятые в настоящее время для определения мощности, еще не могут считаться достаточно полными.

Рассматривая течение жидкости в аппарате с мешалкой как частный случай явления движения жидкости, для описания процесса при установившемся режиме можно воспользоваться общим

критериальным уравнением

$$Eu = \varphi (Re, Fr, \Gamma_1, \Gamma_2 \dots) \quad (8-3)$$

где $Eu = \frac{\Delta p}{\rho \omega^2}$ — критерий Эйлера, являющийся мерой отношения сил давления к силам инерции;

$Re = \frac{\omega d \rho}{\mu}$ — критерий Рейнольдса, являющийся мерой отношения сил инерции к силам вязкости;

$Fr = \frac{\omega^2}{gd}$ — критерий Фруда, являющийся мерой отношения сил инерции к силе тяжести;

Γ_1, Γ_2 — симплексы геометрического подобия.

В этих выражениях:

Δp — потеря давления, Па;

ω — средняя скорость движения потока, м/с;

d — определяющий линейный размер, м;

ρ — плотность жидкости, кг/м³;

μ — вязкость жидкости, Па·с;

g — ускорение свободного падения, равное 9,81 м/с².

Для аппаратов с вращающимися механическими мешалками определяющим линейным размером целесообразно принять диаметр мешалки¹ d_m . Так как действительную скорость движения жидкости определить трудно, то эту величину заменяют пропорциональной ей величиной — произведением nd_m , а вместо потери давления вводят значение потребляемой мощности. Тогда критерии гидродинамического подобия могут быть приведены к виду: критерий мощности

$$K_N = \frac{N}{\rho n^3 d_m^5}$$

являющийся безразмерным выражением мощности, затрачиваемой на перемешивание;

центробежный критерий Рейнольдса

$$Re_n = \frac{\rho n d_m^2}{\mu}$$

центробежный критерий Фруда

$$Fr_n = \frac{n^2 d_m}{g}$$

где n — частота вращения мешалки, об/с;

N — мощность на валу мешалки, Вт.

Таким образом, при условии геометрического подобия обобщенная зависимость для определения мощности на валу мешалки

¹ Более точно — диаметр окружности, ометаемой мешалкой.

будет иметь вид:

$$\frac{N}{\rho n^3 d_M^5} = C \left(\frac{\rho n d_M^2}{\mu} \right)^m \left(\frac{n^2 d_M}{g} \right)^n \quad (8-4)$$

В тех случаях, когда на поверхности однородной жидкости не образуется воронка (например, при установке отражательных перегородок), влияние силы тяжести будет пренебрежимо малым, и уравнение (8-4) можно упростить:

$$K_N = C Re_{\mu}^m \quad (8-5)$$

Цель работы — опытное исследование зависимости расхода энергии на размешивание от условий работы мешалки и ознакомление с основными конструктивными типами мешалок.

Описание установки

Установка для исследования процесса перемешивания показана на рис. 8-1. Установку приводят в действие электродвигателем постоянного тока 1 мощностью 1 кВт (с пускорегулировочным реостатом 2). Наличие трехступенчатой коробки передач 4 обеспечивает плавное изменение частоты вращения мешалки от 1 до 20 об/с. Измеряют частоту вращения электромагнитным тахометром, состоящим из датчика, жестко связанного с валом коробки передач, и дистанционного указывающего прибора 3, укрепленного на стене. Подъемный стол 10 служит для изменения положения мешалки в сосуде по высоте¹.

Для определения мощности, потребляемой мешалкой, используют пружинный динамометр², схема устройства которого изображена на рис. 8-2.

Ведущая шестерня (на схеме не показана), соединенная с коробкой передач, приводит во вращение ведомую шестерню 1, которая посажена на шарикоподшипнике 2. Шестерня жестко соединена с бобышкой 3, в которой запрессован подшипник 4 так, что бобышка и шестерня, образуя единое целое, свободно проворачиваются на валу 7. Усилие от шестерни передается валу через стальную пружину 5, один конец которой связан с бобышкой, а другой закреплен на муфте 6, соединенной с валом. В зависимости

¹ Изменение положения мешалки можно осуществить также применением сменных валов различной длины.

² Строго говоря, динамометром (силотромом) называют прибор для измерения силы.

от сопротивления, встречаемого мешалкой, пружина закручивается на некоторый угол так, что момент, создаваемый пружиной, уравнивает момент, создаваемый мешалкой. Для измерения этого момента служит специальное устройство¹. Основными частями этого устройства являются диск с тремя вертикальными на-

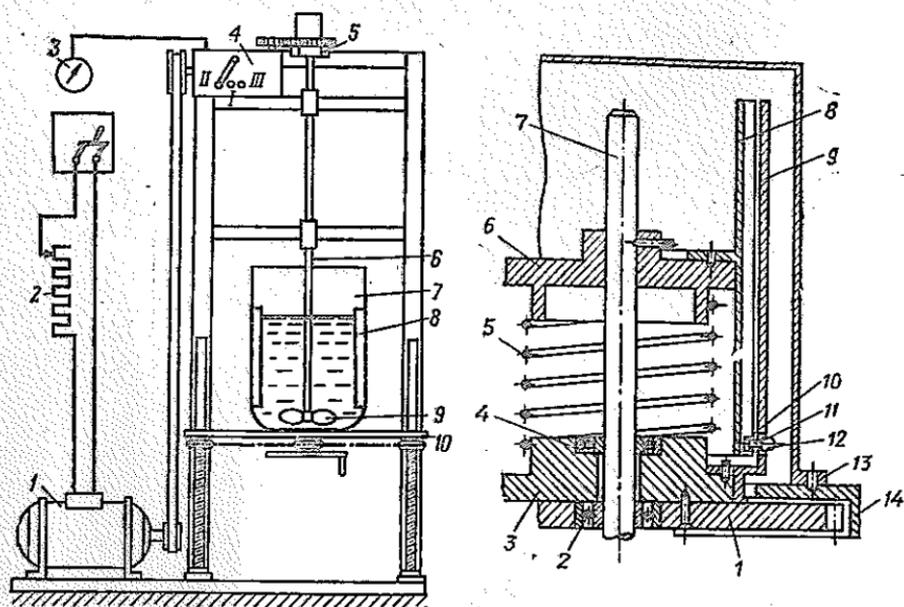


Рис. 8-1. Схема установки:

1—электродвигатель постоянного тока; 2—пускорегулировочный реостат; 3—дистанционный указывающий прибор (указатель частоты вращения); 4—трехступенчатая коробка передач; 5—пружинный динамометр; 6—вал; 7—сосуд; 8—отражательная перегородка; 9—мешалка; 10—подъемный стол.

Рис. 8-2. Схема динамометра:

1—ведомая шестерня; 2, 4, 10—шарикоподшипники; 3—бобышка; 5—пружина кручения; 6—муфта; 7—вал мешалки; 8—диск с тремя вертикальными направляющими; 9—цилиндр со спиральной прорезью; 11—штпфт; 12—указательное кольцо; 13—прозрачный цилиндр со шкалой; 14—ограждение привода.

правляющими 8 и цилиндр 9 со спиральной прорезью. Диск с направляющими жестко соединен с муфтой, т. е. с валом мешалки, а цилиндр со спиральной прорезью жестко связан с бобышкой, т. е. с шестерней. При работе установки вал и шестерня будут вращаться с одинаковой частотой, но вследствие закручивания пружины диск с вертикальными направляющими (связанный с валом) и цилиндр со спиральной прорезью (соединенный с шестер-

¹ Конструкции Г. В. Орлова (ЛенНИИХиммаш).

ней) повернутся друг относительно друга на больший или меньший угол. При таком смещении указательное кольцо 12, скользя по спиральной прорези, будет перемещаться по высоте, а соответственно будет перемещаться, обкатываясь по вертикальной направляющей, небольшой подшипник 10, связанный штифтом 11 с

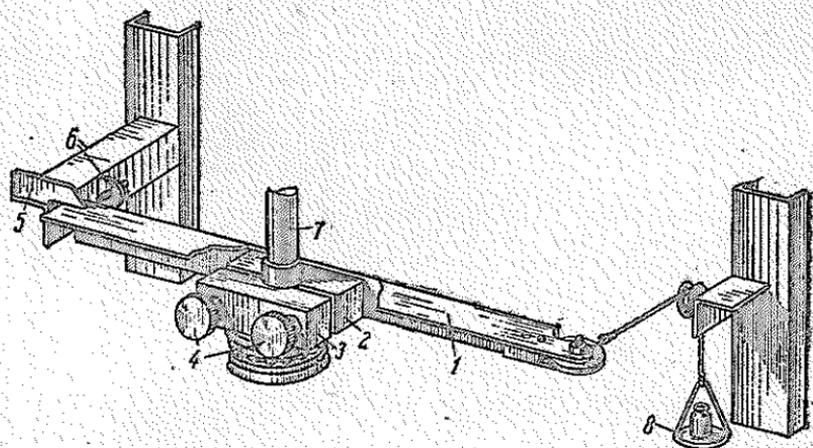


Рис. 8-3. Схема тарировочного устройства:

1—коромысло; 2—неподвижная тормозная колодка; 3—подвижная тормозная колодка; 4—регулирующие винты; 5—стрелка-указатель; 6—ограничитель; 7—вал мешалки; 8—чашка.

указательным кольцом. Чем больше момент на валу, тем больше угол поворота цилиндра со спиральной прорезью относительно диска с вертикальными направляющими, а следовательно, тем выше поднимется указательное кольцо. Высоту перемещения кольца легко определить по шкале, нанесенной на неподвижном цилиндре 13, изготовленном из органического стекла, являющемся частью предохранительного ограждения 14.

Тарировку пружины производят в динамических условиях (при разных частотах вращения вала), используя специальное устройство, схема которого представлена на рис. 8-3.

Принцип действия тарировочного устройства основан на уравновешивании момента, создаваемого на вращающемся валу силой трения, моментом, создаваемым определенным грузом. Основная часть тарировочного устройства—коромысло 1, на котором (примерно посередине) закреплено тормозное устройство, состоящее из двух колодок 2 и 3. Поджимая наружную (подвижную) тормозную колодку 3 регулировочными винтами 4, создают момент трения, равный моменту, создаваемому установленным грузом. При этом черта, нанесенная на левом плече коромысла, может быть установлена по стрелке-указателю 5 и положение коромысла зафиксировано. Сила трения, соответствующая данному грузу, закручивает пружину динамометра на определенный угол, а отвечающее этой нагрузке показание динамометра определяют по шкале.

Методика проведения работы

Опыты по определению расхода мощности на размешивание начинают с установления «нулевого» показания динамометра (A_0), т. е. показания, отвечающего холостому ходу установки.

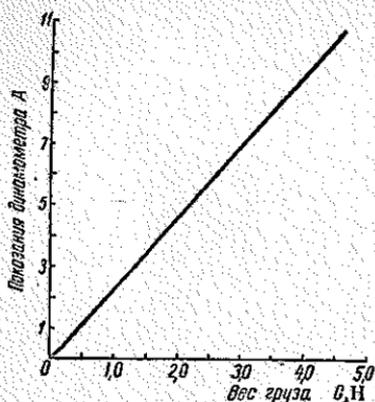


Рис. 8-4. График градуировки динамометра.

Далее приступают к тарировке пружины динамометра, для чего устанавливают тарировочное приспособление и при 2—3 различных частотах вращения (в пределах заданных) нагружают вал так, чтобы получить 4—5 точек на участке прямолинейной зависимости угла поворота вала от нагрузки (рис. 8-4)¹.

Действительное число делений шкалы динамометра, соответствующее каждой нагрузке, определяют как разность между показанием нагруженного динамометра и «нулевым» показанием. При тарировке пружины необходимо учитывать массу чашки (62 г). Все данные заносят в таблицу.

После построения тарировочного графика устанавливают сосуд определенных размеров и формы, мешалку указанного размера и типа, заполняют сосуд той или иной жидкостью² и измеряют ее

ТАРИРОВКА ДИНАМОМЕТРА

№ по пор.	Частота вращения вала мешалки		Нагрузка G		Показание динамометра, деления шкалы	Число делений шкалы, соответствующее данной нагрузке
	по тахометру, об/мин	действительная, об/с	г	Н		
0	0	0	A_0	0
1	62	0,608	A'	$A_1 = A' - A_0$
2	102	1,0	A''	$A_2 = A'' - A_0$
.						
5						

температуру. В условиях установившегося режима работы мешалки определяют показания динамометра (A) при 6—8 задан-

¹ Пружина, соответствующая нагрузкам, ожидаемым в опытах, должна быть установлена до начала работы.

² Вода или технический глицирин, или его водные растворы разных концентраций, а также концентрированные водные растворы минеральных солей.

ных частотах вращения. Для получения надежных результатов проводят не менее трех серий измерений, каждый раз последовательно изменяя частоту вращения¹.

Обработка опытных данных и составление отчета

В нормальных условиях работы пружины деформация ее пропорциональна нагрузке. Следовательно, зависимость между нагрузкой и показаниями динамометра выражается прямой, проходящей через начало координат в соответствии с равенством

$$G = KA$$

где G — сила, нормально приложенная к концу коромысла (вес груза), Н;

A — показание динамометра, деления шкалы;

K — переводной множитель, Н/деление.

Мощность (Вт) на валу мешалки определяют по формуле

$$N = M_{кр} 2\pi n$$

где $M_{кр}$ — крутящий момент, Н·м;

n — частота вращения вала (мешалки), об/с.

Значение $M_{кр}$ находят из выражения

$$M_{кр} = GR$$

где $R = 0,22$ м — длина плеча коромысла тарировочного приспособления.

Таким образом, $N = 1,38 KAn$.

Для конкретных условий опыта значение K постоянно и, следовательно, расчетная формула для вычисления мощности на валу мешалки может быть приведена к виду:

$$N = C_1 An$$

В отчет о выполненном исследовании должны быть включены: а) задание; б) схема установки со спецификацией; в) расчетные формулы; г) таблицы измеренных и рассчитанных величин; д) график зависимости $\lg K_n = f(\lg Re_n)$; е) вычисленные значения показателя степени m и коэффициента C уравнения (8-5).

¹ Представляет также интерес запись показаний динамометра в момент пуска и последующее определение мощности, потребляемой в пусковой момент, а также измерения глубины воронки (при работе в сосуде без отражательных перегородок).

Диаметр сосуда $D = \dots$ м; тип мешалки \dots , диаметр мешалки $d_M = \dots$ м; среда \dots :

№ по пор.	Частота вращения		Показания динамометра, деления шкалы			
	по тахометру, об/мин	действительная, об/с	I	II	III	среднее значение
1						
2						
3						
.						
.						
8						

¹ Отметить наличие или отсутствие отражательных перегородок.

Контрольные вопросы к работе 8

1. Промышленное значение процесса перемешивания.
2. Почему перемешивание оказывает решающее влияние на ход процессов химического превращения?
3. Особенности течения жидкости при перемешивании вращающимися механическими мешалками.
4. Понятия об интенсивности и эффективности перемешивания.
5. Почему при инженерной характеристике работы мешалок скорость движения жидкости в аппаратах заменяют произведением частоты вращения на диаметр мешалки?
6. Каким прибором определяют частоту вращения мешалки?
7. Как измеряют мощность на валу мешалки?
8. На каком принципе основано действие устройства для тарировки динамометра?
9. Физический смысл центробежных критериев Рейнольдса и Фруда.
10. Физический смысл критерия мощности.

Дополнительная литература

- Романков П. Г., Павлушенко И. С. — Хим. пром., 1947, № 10, с. 292.
 Штербачек Э., Тауск П. Перемешивание в химической промышленности. Пер. с чешского/Под ред. И. С. Павлушенко. Л., Госхимиздат, 1963. 416 с.

Работа 9

ОПРЕДЕЛЕНИЕ СКОРОСТИ ВИТАНИЯ ЧАСТИЦ И КОЭФФИЦИЕНТА СОПРОТИВЛЕНИЯ ЦИКЛОНА

Введение

Работа состоит из двух частей.

А. В первой части работы изучают так называемое витание твердых частиц в потоке газа или жидкости,

ТАБЛИЦА

температура $t = \dots$ °С; плотность $\rho = \dots$ кг/м³; вязкость $\mu = \dots$ Па·с

Число делений шкалы, определяющее нагрузку	Мощность N , Вт	Критерий мощности, K_N	Критерий Рейнольдса центробежный $Re_{ц}$	$Ig K_N$	$Ig Re_{ц}$

На одиночную твердую частицу, находящуюся в направленном вверх потоке газа или жидкости, действуют (рис. 9-1): сила тяжести G , подъемная (Архимедова) сила A и сила динамического (скоростного) давления потока P .

Для шаровой частицы диаметром d м

$$G = \frac{\pi d^3}{6} \rho g \quad (9-1)$$

$$A = \frac{\pi d^3}{6} \rho_c g \quad (9-2)$$

$$P = \psi w^2 \rho_c d^2 \quad (9-3)$$

где ρ и ρ_c — плотности частицы и среды, кг/м³;
 w — скорость потока (среды), м/с;
 ψ — безразмерный коэффициент, зависящий от режима течения среды;
 g — ускорение свободного падения, м/с².

Если $G - A > P$, частица будет опускаться вниз, если $G - A < P$, частица будет уноситься потоком вверх. При $G - A = P$, когда все силы, действующие на частицу, уравновешены, частица будет находиться в потоке во взвешенном состоянии, будет в нем «витать». Скорость среды, при которой достигается такое взвешенное состояние частицы, называют *скоростью витания*.

Для расчета скорости витания одиночной шаровой частицы $w_{\text{внт. ш}}$ в зависимости от ее диаметра и свойств среды предложено критериальное уравнение

$$Re_{\text{внт}} = \frac{Ar}{18 + 0,61 \sqrt{Ar}} \quad (9-4)$$

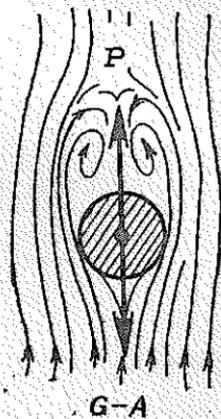


Рис. 9-1. Силы, действующие на твердую частицу в направленном вверх потоке.

где $Re_{\text{внт}} = \frac{\omega_{\text{внт. ш}} d \rho_c}{\mu_c}$ — критерий Рейнольдса;

$Ar = \frac{d^3 \rho_c (\rho - \rho_c) g}{\mu_c^2}$ — критерий Архимеда;

μ_c — динамический коэффициент вязкости среды, Па · с.

В условиях данной работы

$$0,61 \sqrt{Ar} \geq 18$$

и уравнение (9-4) может быть упрощено:

$$Re_{\text{внт}} = \frac{\sqrt{Ar}}{0,61} \quad (9-5)$$

Кроме того, в данной работе $\rho \gg \rho_c$, что позволяет упростить выражение для критерия Архимеда:

$$Ar = \frac{d^3 \rho_c \rho g}{\mu_c^2}$$

Подставляя значения критериев Рейнольдса и Архимеда в уравнение (9-5), получим:

$$\omega_{\text{внт. ш}} = \frac{1}{0,61} \sqrt{\frac{d \rho g}{\rho_c}} = 5,13 \sqrt{\frac{d \rho}{\rho_c}} \quad (9-6)$$

Скорость витания частицы нешаровой формы $\omega_{\text{внт}}$ всегда меньше скорости витания шаровой частицы такого же объема

$$\omega_{\text{внт}} = \varphi \omega_{\text{внт. ш}} \quad (9-7)$$

где $\varphi < 1$ — коэффициент формы, определяемый опытным путем.

Цель первой части работы — экспериментальное определение скорости витания в потоке воздуха для шаровой и цилиндрической частиц и сопоставление найденных опытным путем значений с рассчитанными по формуле (9-6).

Б. Во второй части работы изучают гидравлическое сопротивление циклона — аппарата, применяемого в производственных установках для улавливания твердых частиц из потока запыленного газа. Поступающий сверху в циклон газовый поток делает в циклоне несколько оборотов вокруг центральной трубы (см. рис. 9-2), затем входит снизу в эту трубу и выходит из нее вверх.

Гидравлическое сопротивление циклона, т. е. падение давления газа при прохождении его через циклон $\Delta p_{\text{ц}}$ (Па), рассчитывают по уравнению

$$\Delta p_{\text{ц}} = \xi \frac{\omega_{\text{ц}}^2 \rho_c}{2} \quad (9-8)$$

где $\omega_{\text{ц}}$ — скорость (м/с) газа (фиктивная), отнесенная к полному поперечному сечению цилиндрической части циклона, имеющей диаметр $D_{\text{ц}}$ (м):

$$\omega_{\text{ц}} = \frac{V}{0,785 D_{\text{ц}}^2} \quad (9-9)$$

V — расход газа, проходящего через циклон, $\text{м}^3/\text{с}$;

ρ_c — плотность газа, $\text{кг}/\text{м}^3$;

ξ — коэффициент сопротивления, безразмерный. Его значение находят по экспериментальным данным.

Цель второй части работы — определение коэффициента гидравлического сопротивления циклона ξ .

Описание установки (рис. 9-2)

Установка состоит из двух стеклянных труб 1 и 2 разного диаметра, циклона 3 и центробежного вентилятора 4. Стеклянные

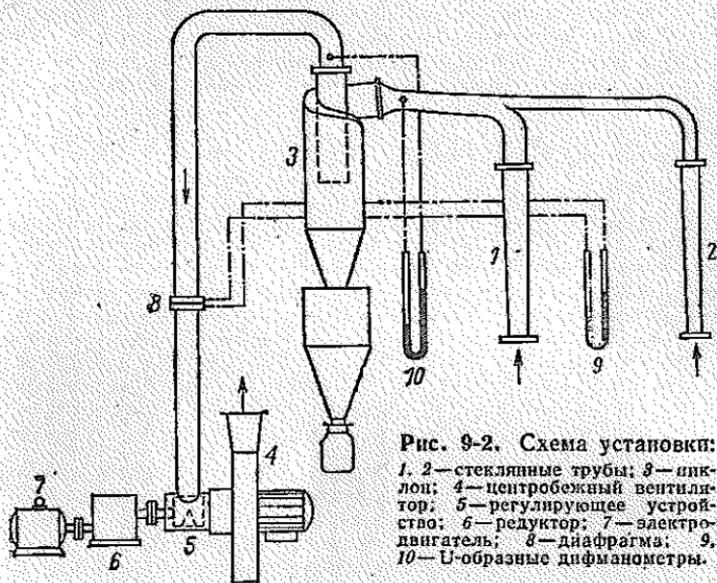


Рис. 9-2. Схема установки:

1, 2 — стеклянные трубы; 3 — циклон; 4 — центробежный вентилятор; 5 — регулирующее устройство; 6 — редуктор; 7 — электродвигатель; 8 — диафрагма; 9, 10 — U-образные дифманометры.

трубы конические с небольшим углом конусности. На каждой из них сделана отметка, на уровне которой внутренний диаметр более широкой трубы равен 58,8 мм, а более узкой — 33,9 мм. В нижней части каждой трубы имеется металлическая сетка, через которую при работе установки воздух поступает в трубу. В узкой трубе находится шаровая частица — стальной шарик ($\rho = 7870 \text{ кг}/\text{м}^3$) диаметром 5,5 мм, в широкой трубе — цилиндрок из фторопласта ($\rho = 2070 \text{ кг}/\text{м}^3$) диаметром $d = 5,5 \text{ мм}$ и длиной $l = 5,5 \text{ мм}$.

Воздух просасывается вентилятором 4 через трубу 1 или 2, проходит через циклон 3 и выбрасывается в помещение. Циклон служит для улавливания унесенных потоком воздуха частиц в том случае, когда на установке работают не с одиночными частицами, а с мелким полидисперсным материалом. Диаметр цилиндрической части циклона $D_c = 170 \text{ мм}$.

Расход воздуха можно изменять регулирующим устройством 5 — поворотной цилиндрической заслонкой с треугольным

отверстием, приводимой в действие электродвигателем 7 через редуктор 6. Для измерения расхода воздуха на трубопроводе от циклона к вентилятору установлена диафрагма 8, к которой присоединен U-образный дифманометр¹ 9.

Дифманометр 10 служит для измерения гидравлического сопротивления циклона $\Delta p_{\text{ц}}$.

Методика проведения работы

А. Убеждаются в нулевом положении дифференциальных манометров 9 и 10 — жидкость в обоих коленах должна стоять на одном уровне. Нажатием белой кнопки на щитке подключают установку к электросети. Снимают нижнюю заглушку на одной из стеклянных труб. Включают вентилятор.

Кратковременным нажатием на одну из кнопок «больше» или «меньше» постепенно открывают (или закрывают) заслонку регулирующего устройства, изменяя расход воздуха до тех пор, пока частица не станет витать около отметки на стеклянной трубе.

Показание дифманометра 9 заносят в отчетную таблицу (см. табл. 9-1). Прикрывают заслонку. Опыт повторяют три раза. Закрывают заслонку регулирующего устройства и останавливают вентилятор. Открывают заглушенную стеклянную трубу и заглушают работавшую. Повторяют опыты на другой трубе.

Б. Открывают снизу обе стеклянные трубы, пускают вентилятор и проводят пять-шесть измерений гидравлического сопротивления циклона при разных расходах воздуха в пределах показаний дифманометра 9 от 100 до 250 мм вод. ст. Полученные данные (показания дифманометров 9 и 10) записывают в отчетную таблицу (см. табл. 9-2).

Обработка опытных данных и составление отчета

А. Для каждой частицы:

1. По среднему значению Δp определяют расход воздуха по градуировочному графику дифманометра 9.

2. Рассчитывают скорость воздуха (скорость витания) по уравнению расхода

$$\omega_{\text{вит. эксп}} = \frac{V}{0,785D^2} \quad (9-10)$$

где V — расход воздуха, м³/с;

D — внутренний диаметр стеклянной трубы на отметке, м.

3. Находят расчетное значение скорости витания $\omega_{\text{вит. расч}}$ по уравнению (9-6). Для частицы нешаровой формы (цилиндрика) вместо d берут геометрически эквивалентный диаметр $d_{\text{э}}$, равный диаметру шара, имеющего такой же объем $v_{\text{ч}}$, как у частицы не-

¹ Дифманометром (дифференциальным манометром) называют прибор, показывающий разность между двумя давлениями: дифманометр 9 — до и после диафрагмы, дифманометр 10 — до и после циклона.

шаровой формы:

$$d_3 = \sqrt[3]{\frac{6V_ч}{\pi}} \quad (9-11)$$

4. Находят отношение $\frac{\omega_{\text{внт. эксп}}}{\omega_{\text{внт. расч}}}$. Для цилиндрика это отношение представляет собой коэффициент формы ϕ .

Все данные записывают в табл. 9-1.

Плотность воздуха ρ_c (кг/м³) берут для данной температуры по справочным данным — см. табл. VII в *Приложении*.

Б. По данным табл. 9-2 находят среднее значение коэффициента гидравлического сопротивления циклона ζ .

Отчет о выполненной работе должен включать: а) задание; б) схему установки со спецификацией; в) отчетные таблицы; г) расчеты для шаровой и цилиндрической частиц и для коэффициента сопротивления циклона.

ОТЧЕТНЫЕ ТАБЛИЦЫ

Таблица 9-1

№ по пор.	Показание дифманометра Δp , мм вод. ст.	Среднее значение Δp		Расход воздуха (по графику), м ³ /ч	$\omega_{\text{внт. эксп}}$ [уравнение (9-10)], м/с	$\omega_{\text{внт. расч}}$ [уравнение (9-6)], м/с	$\frac{\omega_{\text{внт. эксп}}}{\omega_{\text{внт. расч}}}$
		мм вод. ст.	Па				

а) Стальной шарик

1
2
3

б) Фторопластовый цилиндр

1
2
3

Таблица 9-2

№ по пор.	Показание дифманометра Δp , мм вод. ст.	Расход воздуха (по графику), м ³ /ч	Скорость воздуха в циклоне $\omega_{\text{ц}}$ [уравнение (9-9)], м/с	Гидравлическое сопротивление циклона $\Delta p_{\text{ц}}$ — показание дифманометра l_0		Коэффициент сопротивления циклона ζ [уравнение (9-8)]
				мм вод. ст.	Па	
1						
2						
3						
4						
5						
6						
				Среднее:		

Контрольные вопросы к работе 9

1. Какие силы действуют на твердую частицу в потоке газа или жидкости?
2. Что такое скорость витания?
3. От чего зависит скорость витания?
4. Для чего в промышленности применяют циклоны, как устроен циклон?
5. Как измеряют в установке расход воздуха?
6. Что такое дифманометр, для чего он служит?
7. Как определяют экспериментально скорость витания частицы?
8. Для чего служит диафрагма, в чем заключается принцип ее действия?
9. Что такое коэффициент формы?
10. Проверьте размерность коэффициента сопротивления циклона.

Дополнительная литература

Павлов К. Ф., Романков П. Г., Носков А. А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. Изд. 8-е. Л., Химия, 1976. 552 с.

Работа 10

ИЗУЧЕНИЕ ГИДРАВЛИКИ ВЗВЕШЕННОГО СЛОЯ

Введение

В настоящее время ряд процессов химической технологии, при которых происходит взаимодействие газа или жидкости с мелко-раздробленным твердым материалом (сушка, обжиг, адсорбция, каталитические процессы), осуществляют в аппаратах с так называемым *взвешенным (псевдооживленным)* или *кипящим* слоем. В таких аппаратах указанные процессы значительно ускоряются.

Если через неподвижный слой твердых частиц, лежащих на решетке, пропускать снизу вверх поток газа и при этом постепенно увеличивать его скорость, то при некоторой скорости газа, называемой критической, весь слой твердых частиц переходит во взвешенное состояние. При дальнейшем повышении скорости газа в аппарате объем взвешенного слоя возрастает. Такой расширившийся взвешенный слой, в котором происходит интенсивное перемешивание твердых частиц, во многом напоминает кипящую жидкость — он «течет», принимает форму сосуда, через него пробулькивают пузыри газа; поэтому его часто и называют кипящим или псевдооживленным слоем. При дальнейшем увеличении скорости газа продолжается расширение взвешенного слоя. Наконец, при некоторой скорости газа, называемой *скоростью уноса*, взвешенный слой разрушается — твердые частицы уносятся из аппарата потоком газа (возникает их пневмотранспорт).

Обозначим площадь поперечного сечения аппарата через f (м^2), а объемный расход газа через V ($\text{м}^3/\text{с}$). Тогда скорость газа, отнесенная к полному поперечному сечению пустого аппарата, или так называемая фиктивная скорость ω_{ϕ} ($\text{м}/\text{с}$), будет равна:

$$\omega_{\phi} = \frac{V}{f} \quad (10-1)$$

Действительно, скорость газа w в промежутках между частицами слоя, измерить которую трудно, всегда будет больше фиктивной.

Если, увеличивая постепенно расход газа, измерять дифференциальным манометром падение давления газа при прохождении его через находящийся на решетке слой твердых частиц (рис. 10-1), т.е. измерять гидравлическое сопротивление слоя $\Delta p_{сл}$, а затем построить график зависимости $\Delta p_{сл}$ от фиктивной скорости газа $w_{ф}$, то этот график будет иметь вид, показанный на рис. 10-2.

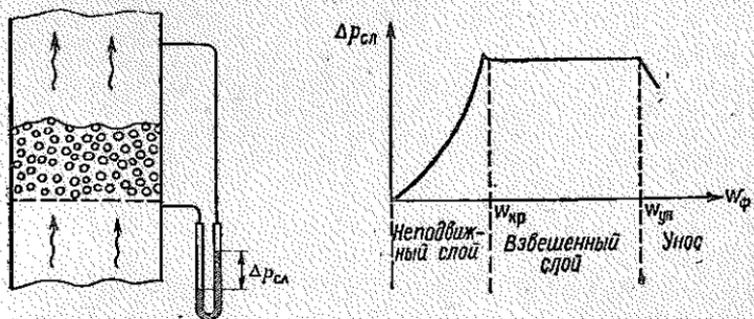


Рис. 10-1. Измерение гидравлического сопротивления слоя.

Рис. 10-2. Зависимость гидравлического сопротивления слоя от фиктивной скорости газа.

Как видно из рис. 10-2, в области существования взвешенного слоя, начиная от критической скорости газа $w_{кр}$ до скорости уноса $w_{ун}$, величина $\Delta p_{сл}$ сохраняет постоянное значение. Причина этого рассмотрена ниже.

Переход твердых частиц неподвижного слоя во взвешенное состояние начнется тогда, когда сила P динамического воздействия потока среды на частицу станет равной весу частицы G за вычетом подъемной (архимедовой) силы A (см. рис. 9-1):

$$P = G - A \quad (10-2)$$

Для шаровой частицы

$$P = \xi \frac{\pi d^2}{4} \frac{w^2 \rho_c}{2} \quad (10-3)$$

$$G = \frac{\pi d^3}{6} \rho_p g \quad (10-4)$$

$$A = \frac{\pi d^3}{6} \rho_c g \quad (10-5)$$

где ξ — безразмерный коэффициент сопротивления, зависящий от режима течения среды;

d — диаметр частицы, м;

w — действительная скорость среды между частицами, м/с;

ρ и ρ_c — плотности частицы и среды, кг/м³;

g — ускорение свободного падения, м/с².

Из уравнений (10-4) и (10-5) находим:

$$G - A = \frac{\pi d^3}{6} (\rho - \rho_c) g \quad (10-6)$$

Если среда — газ, то плотностью среды по сравнению с плотностью частицы можно пренебречь и уравнение (10-2) примет вид:

$$P = G \quad (10-7)$$

Когда все частицы слоя перешли во взвешенное состояние, то давление газа перед слоем должно преодолевать вес частиц, приходящихся на единицу площади поперечного сечения аппарата f . Отсюда

$$\Delta p_{\text{сл}} = \frac{G_{\text{сл}}}{f} \quad (10-8)$$

где $G_{\text{сл}}$ — вес всех частиц слоя, Н.

Из уравнения (10-8) видно, что для взвешенного слоя потеря давления $\Delta p_{\text{сл}}$ постоянна, т. е. не зависит от скорости газа $\omega_{\text{ф}}$. Это постоянство значения $\Delta p_{\text{сл}}$ объясняется тем, что при повышении расхода газа и его фиктивной скорости $\omega_{\text{ф}}$ происходит одновременное увеличение объема взвешенного слоя и расстояния между частицами. Вследствие этого действительная скорость газа между частицами ω , от которой зависит сопротивление слоя, остается неизменной.

Важнейшей характеристикой слоя твердых частиц как неподвижного, так и взвешенного, является порозность ε — объемная доля газа в слое

$$\varepsilon = \frac{v_{\text{сл}} - v_{\text{ч}}}{v_{\text{сл}}} = 1 - \frac{v_{\text{ч}}}{v_{\text{сл}}} \quad (10-9)$$

где $v_{\text{сл}}$ — общий объем, занимаемый слоем, м³;

$v_{\text{ч}}$ — объем, занимаемый только твердыми частицами, м³.

Для неподвижного слоя шаровых частиц одинакового диаметра порозность ε составляет приблизительно 0,4, независимо от диаметра частиц. Для взвешенного слоя порозность ε с увеличением расхода газа будет повышаться, так как объем взвешенного слоя $v_{\text{сл}}$ при этом возрастает. При скорости уноса $\omega_{\text{ун}}$, предельной для взвешенного слоя, можно считать, что $v_{\text{сл}} \gg v_{\text{ч}}$ и $\varepsilon = 1$. Таким образом, взвешенный слой шаровых частиц одинакового диаметра может существовать в пределах от $\varepsilon = 0,4$ (при $\omega_{\text{ф}} = \omega_{\text{кр}}$) до $\varepsilon = 1$ (при $\omega_{\text{ф}} = \omega_{\text{ун}}$). С некоторым приближением эти пределы можно принять и для частиц, имеющих форму многогранника.

Для расчета аппаратов со взвешенным слоем необходимы расчетные уравнения, устанавливающие зависимость между физическими свойствами газа и твердых частиц, скоростью газа $\omega_{\text{ф}}$ и порозностью слоя ε . Такие эмпирические уравнения представляют в виде зависимостей между обобщенными безразмерными

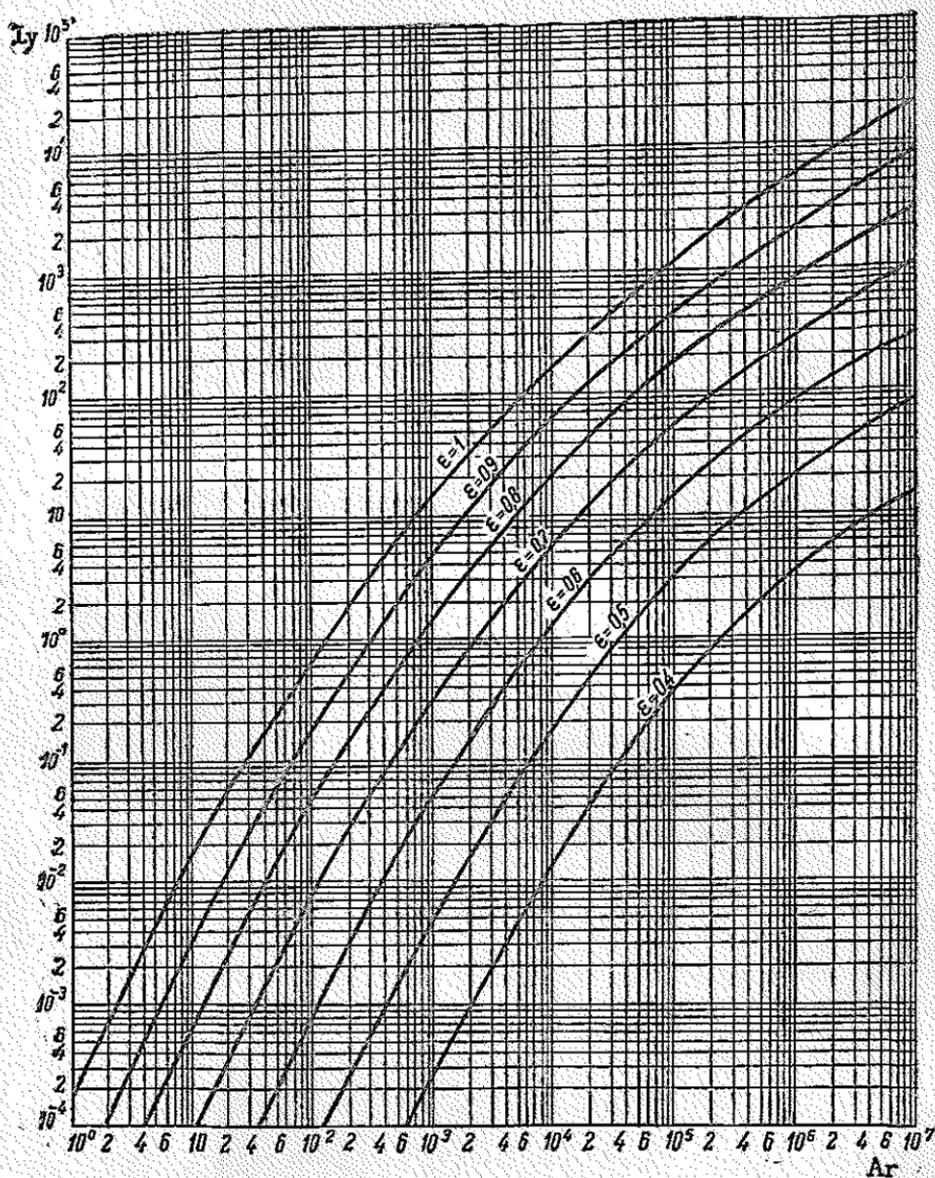


Рис. 10-3. Зависимость критерия Лященко от критерия Архимеда для шаровых частиц.

переменными, так называемыми критериями подобия, которые включают все физические величины, оказывающие влияние на рассматриваемый процесс.

В гидравлике взвешенного слоя очень удобной для расчетов и наглядной является графическая зависимость между критериями Лященко и Архимеда

$$Ly = f(Ar) \quad (10-10)$$

при значениях v от 0,4 до 1, соответствующих области существования взвешенного слоя шаровых частиц (рис. 10-3).

$$\text{Здесь } Ly = \frac{w_{\Phi}^3 \rho_c^2}{\mu_c (\rho - \rho_c) g} \text{ — критерий Лященко;}$$

$$Ar = \frac{d^3 \rho_c (\rho - \rho_c) g}{\mu_c^2} \text{ — критерий Архимеда;}$$

μ_c — вязкость среды, Па · с.

Остальные обозначения прежние.

Если среда — газ, то $\rho \gg \rho_c$ и выражения для критериев Лященко и Архимеда упрощаются:

$$Ly = \frac{w_{\Phi}^3 \rho_c^2}{\mu_c \rho g} \quad (10-11)$$

$$Ar = \frac{d^3 \rho_c \rho g}{\mu_c^2} \quad (10-12)$$

Цель работы — получение экспериментальной зависимости гидравлического сопротивления слоя от фиктивной скорости газа. Определение критической скорости газа, среднего диаметра частиц, веса слоя и скорости уноса.

Описание установки (рис. 10-4)

Установка состоит из двух смонтированных на шите стеклянных колонок K_1 и K_2 внутренним диаметром 41,5 мм. В колонке K_1 имеются три, а в колонке K_2 — четыре металлических сетки. На нижних сетках в каждой колонке находятся слои твердых частиц, в колонке K_1 — силикагеля или кварцевого песка, в колонке K_2 — активного угля.

Воздух, подаваемый вентилятором, проходит через расходомер (реометр) P и с помощью вентилялей B_1 и B_2 может быть подан под нижнюю сетку либо в колонку K_1 , либо в колонку K_2 . Вентиль B_3 служит для выпуска воздуха в атмосферу.

Падение давления воздуха в той или другой колонке (гидравлическое сопротивление) измеряют дифференциальным манометром (D_1 или D_2), который через переключатель (Π_1 или Π_2) может быть подключен для измерения перепада давления либо в

одной нижней секции колонки (положение 1), либо в двух секциях (положение 2), либо во всей колонке (положение 3) ¹.

Расход воздуха, проходящего через колонку, определяют по показанию дифманометра D_3 , присоединенного к реометру P , и по градуировочному графику реометра.

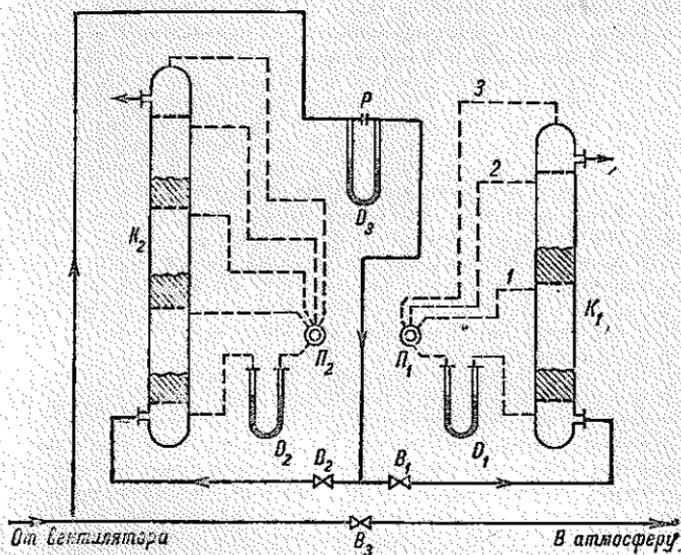


Рис. 10-4. Схема установки

Методика проведения работы

Приступая к работе, закрывают вентили B_1 и B_2 (см. рис. 10-4) и полностью открывают вентиль B_3 на выход воздуха в атмосферу. После этого пускают в ход вентилятор. Открывая впускной вентиль в ту или другую колонку (B_1 или B_2), устанавливают такой начальный расход воздуха, чтобы показание дифманометра D_3 было приблизительно 10 мм вод. ст. Пользуясь переключателем (Π_1 или Π_2), измеряют при этом расходе воздуха перепад давления по дифманометру (D_1 или D_2) в нижней секции колонки — Δp_1 и в двух секциях — Δp_2 .

Записав результаты измерений в отчетную таблицу, проводят в той же последовательности измерения при втором значении расхода воздуха, затем при третьем и так до наибольшего, который дает вентилятор, увеличивая каждый раз расход воздуха на такое значение, чтобы показание дифманометра D_3 возросло приблизительно на 10 мм вод. ст.

Когда вентиль (B_1 или B_2) будет открыт полностью, дальнейшее увеличение расхода воздуха в колонке получают, прикрывая вентиль B_3 , т. е. уменьшая выпуск воздуха в атмосферу.

¹ Для колонки K_2 положение 3 переключателя Π_2 соответствует перепаду давления в трех секциях, а положение 4 — во всей колонке. На этой колонке работу проводят только с двумя нижними слоями.

По окончании работы открывают полностью вентиль B_3 , закрывают вентиль на колонку (B_1 или B_2) и останавливают вентилятор.

Обработка опытных данных и составление отчета

Гидравлическое сопротивление каждой секции колонки, которое показывает дифманометр D_1 или D_2 , в действительности представляет собой суммарное сопротивление сетки и собственно слоя (см. рис. 10-1). Но так как сопротивление сетки мало по сравнению с сопротивлением слоя, то падение давления в секции, которое показывает дифманометр, с достаточной точностью может быть приравнено сопротивлению слоя $\Delta p_{сл}$. В том, что сопротивление сетки пренебрежимо мало, можно убедиться, сравнивая показания дифманометра D_1 в положении 2 и в положении 3 (см. рис. 10-4).

По данным отчетной таблицы строят для каждого из двух слоев график зависимости $\Delta p_{сл}$ от скорости воздуха ω_{ϕ} (см. рис. 10-2) и определяют критическую скорость воздуха $\omega_{кр}$ для данных частиц. Затем вычисляют критерий Лященко для критической скорости

$$Ly = \frac{\omega_{кр}^3 \rho_c^2}{\mu_c \rho_g} \quad (10-13)$$

и по графику (рис. 10-3) находят при $\epsilon = 0,4$ соответствующее значение критерия Архимеда, по которому определяют средний диаметр частиц d . Далее по тому же графику находят предельное значение критерия Лященко при $\epsilon = 1$, позволяющее определить скорость уноса $\omega_{ун}$ и расход воздуха $V_{ун}$, при котором происходит унос из колонки загруженных в нее твердых частиц. Наконец, по формуле (10-8) определяют вес слоя частиц в каждой секции.

Необходимые для расчетов значения плотности и вязкости воздуха берут из табл. VII — см. Приложение.

В отчет о работе должны входить: а) задание; б) схема установки со спецификацией; в) отчетная таблица; г) графики зависимости $\Delta p_{сл}$ от скорости воздуха ω_{ϕ} ; д) расчеты диаметра частиц d , расхода воздуха $V_{ун}$ и веса слоя $G_{сл}$.

ОТЧЕТНАЯ ТАБЛИЦА

№ по пор.	Показание дифманометра D , мм вод. ст.	Расход воздуха (по графику), $\text{м}^3/\text{ч}$	Скорость воздуха ω_{ϕ} [уравнение (10-1)], $\text{м}/\text{с}$	Гидравлическое сопротивление (показание дифманометра D_1 или D_2)				Гидравлическое сопротивление второй секции ($\Delta p_2 - \Delta p_1$)	
				нижней секции Δp_1		двух секций Δp_2			
				мм вод. ст.	Па	мм вод. ст.	Па	мм вод. ст.	Па

Контрольные вопросы к работе 10

1. Что такое фиктивная, действительная и критическая скорости газа?
2. Что такое порозность слоя? В каких пределах изменяется порозность взвешенного слоя?
3. Как изменяется с возрастанием фиктивной скорости газа его действительная скорость в неподвижном и взвешенном слоях?
4. Какой характер имеет зависимость порозности слоя от расхода газа?
5. При каком соотношении действующих сил твердые частицы переходят во взвешенное состояние?
6. От чего зависят значения критической скорости и скорости уноса?
7. Почему с увеличением фиктивной скорости воздуха гидравлическое сопротивление неподвижного слоя растет, а взвешенного слоя остается постоянным?
8. Почему критическая скорость воздуха практически не зависит от высоты слоя?
9. При данном расходе воздуха порозность взвешенного слоя будет больше для крупных частиц или для мелких?
10. Как рассчитать гидравлическое сопротивление взвешенного слоя, зная вес неподвижного слоя?
11. Для чего служит реометр?

Дополнительная литература

- Азров М. Э., Тодес О. М. Гидравлические и тепловые основы работы аппаратов со стационарным и кипящим зернистым слоем. Л., Химия, 1968. 510 с.
- Азров М. Э., Тодес О. М., Наринский Д. А. Аппараты со стационарным зернистым слоем. Гидравлические и тепловые основы работы. Л., Химия, 1979. 176 с.

Работа 11

ИЗУЧЕНИЕ РАБОТЫ ЦИКЛОНА

Введение

Очистка промышленных газовых потоков от взвешенных в них твердых частиц может осуществляться, например, путем осаждения твердых частиц под действием различных сил: тяжести, центробежных, электростатических, акустических и др.

Одним из наиболее простых и широко распространенных способов очистки газовых потоков от находящихся в них твердых частиц является центробежное разделение таких неоднородных систем. В качестве аппаратов — пылеуловителей, в которых можно осуществить этот способ, используют так называемые циклоны различных конструкций.

Процесс разделения неоднородных систем газ — твердые частицы под действием центробежных сил обуславливается разностью плотностей газового потока и твердых частиц, находящихся во вращательном движении. Центробежные силы, возникающие при этом, обеспечивают большую эффективность процесса по сравнению с процессом разделения, проходящим в поле только сил тяжести. Соотношение этих сил называют *фактором разделения*:

$$\xi = \frac{P_{ц}}{G} \quad (11-1)$$

Здесь $P_{ц}$ — центробежная сила, отбрасывающая твердую частицу из вращающегося газового потока к стенкам циклона

$$P_{ц} = \frac{m\omega^2}{R} \quad (11-2)$$

m — масса твердой частицы, кг;

ω — окружная скорость частицы (условно принимается равной скорости газового потока во входном патрубке циклона), м/с;

R — радиус циклона, м;

$G = mg$ — сила тяжести.

Фактор разделения характеризует увеличение разделяющей способности в условиях действия центробежной силы:

$$f = \frac{\frac{m\omega^2}{R}}{mg} = \frac{\omega^2}{Rg} \quad (11-3)$$

Из выражения (11-3) видно, что эффективность разделения возрастает с увеличением скорости газового потока и уменьшением радиуса циклона. Однако значительное увеличение скорости связано с резким возрастанием гидравлического сопротивления циклона и усилением местных завихрений, срывающих уже осевшие на внутренней поверхности циклона твердые частицы, что приводит к ухудшению очистки газа. Обычно наиболее эффективными являются скорости газа на входе в циклон в интервале 20–25 м/с.

Работа циклона оценивается по совокупности его основных характеристик: 1) эффективности разделения (степени очистки или коэффициента полезного действия) и 2) гидравлического сопротивления (достижение высокой степени очистки при малом гидравлическом сопротивлении).

Степень очистки (%) можно рассчитать, зная начальную c_n и конечную c_k концентрации твердых частиц в газовом потоке, проходящем через циклон

$$\eta = \frac{c_n - c_k}{c_n} \cdot 100 \quad (11-4)$$

или

$$\eta = \frac{G_n - G_k}{G_n} \cdot 100 = \frac{G_{ул}}{G_n} \cdot 100 \quad (11-5)$$

где G_n — массовый расход твердых частиц на входе в циклон, кг/с;

G_k — массовый расход твердых частиц на выходе из циклона, кг/с;

$G_{ул} = G_n - G_k$ — массовый расход уловленных твердых частиц, кг/с.

Степень очистки газового потока зависит от размера и плотности твердых частиц, от плотности и вязкости газового потока, от типа циклона и его геометрических размеров и, конечно, от скорости газового потока на входе в циклон.

На рис. 11-1 показана принципиальная схема работы циклона конструкции НИИОГАЗа типа ЦН. Циклон состоит из цилиндро-конического корпуса 1; входного патрубка 2 прямоугольного сечения, встроенного по касательной к окружности цилиндрической части корпуса; выхлопной трубы 3, расположенной по оси циклона. Нижний конец конической части корпуса циклона входит в бункер 4, предназначенный для сбора уловленных твердых частиц, выпускное отверстие которого закрыто клапаном пылевого затвора 5, связанного с рычагом 6. Для непрерывного отвода уловленных твердых частиц служит шнековый транспортер 7.

Запыленный воздух входит в циклон через тангенциально встроенный патрубок 2 и, приобретая вращательное движение, опускается спиралеобразно вниз вдоль внутренней поверхности стенок цилиндрической и конической частей корпуса аппарата. Вращаясь вначале в кольцевом пространстве, образованном цилиндрической частью корпуса циклона и выхлопной трубой, а затем в зоне, расположенной ниже торца выхлопной трубы, газовый поток образует *внешний вращающийся вихрь*. При этом развиваются центробежные силы, под воздействием которых твердые частицы, находящиеся в газовом потоке и обладающие значительно большей плотностью, чем газ, отбрасываются к стенкам корпуса циклона. Движение твердых частиц по внутренней поверхности циклона к бункеру 4 обусловлено не только влиянием силы тяжести, но и воздействием силы давления газового потока, направленного вниз. Достигнув нижнего торца конической части корпуса циклона, твердые частицы поступают в бункер 4¹.

В конической части корпуса циклона газовый поток начинает менять направление и перемещаться вверх к выхлопной трубе, образуя *внутренний вращающийся вихрь*. Освобожденный от основной массы твердых частиц воздушный поток попадает в выхлопную трубу 3 и, поднимаясь по ней винтообразно вверх, удаляется из циклона.

¹ В бункере 4 создается несколько большее разрежение, чем на выходе из выхлопной трубы циклона, в связи с чем при наличии даже незначительных подсосов (в случае нарушения герметичности) струя воздуха, захватывая твердые частицы, выносит их из циклона, что резко снижает степень очистки газового потока.

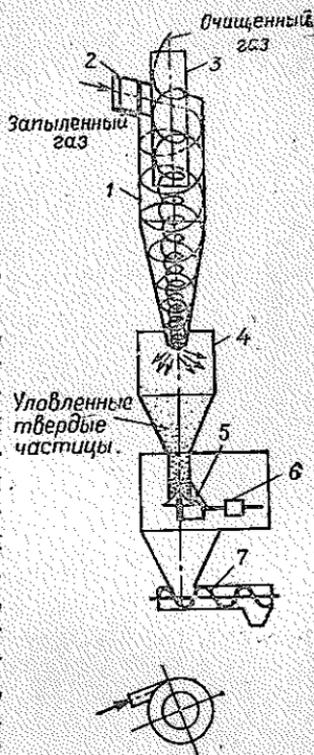


Рис. 11-1. Принципиальная схема действия циклона.

1—корпус циклона; 2—входной патрубок; 3—выхлопная труба; 4—бункер-сборник уловленных твердых частиц; 5—клапан пылевого затвора; 6—рычаг клапана; 7—шнековый транспортер.

Оптимальное значение скорости газа на входе в аппарат, обеспечивающей высокую степень очистки, определяют в каждом отдельном случае с учетом свойств разделяемых неоднородных систем (например, фракционного состава твердой фазы, слипаемости твердых частиц, допустимого уноса твердых частиц и др.), условий работы циклона и его гидравлического сопротивления.

Общее гидравлическое сопротивление циклона, установленного, как показано на схеме (рис. 11-2), можно представить как сумму

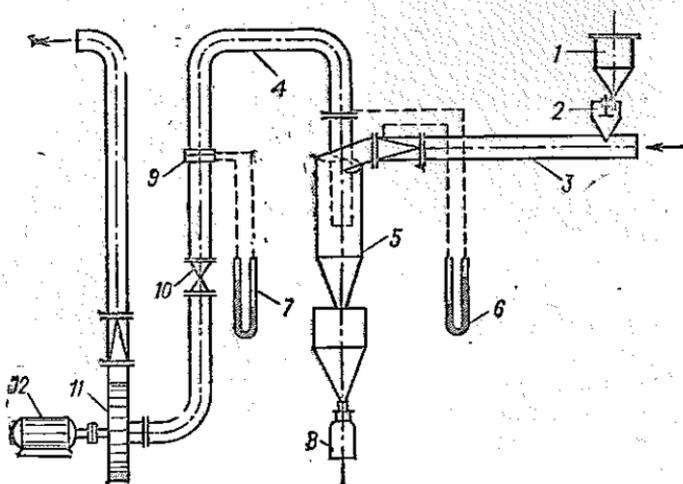


Рис. 11-2. Схема установки:

1 — бункер с твердой фазой; 2 — дозатор твердой фазы; 3 — всасывающая линия (трубопровод); 4 — нагнетательная линия (трубопровод); 5 — циклон; 6, 7 — U-образные дифманометры; 8 — сборник уловленных твердых частиц; 9 — диафрагма; 10 — задвижка; 11 — вентилятор; 12 — электродвигатель.

потерь давления на преодоление сопротивления трения и местных сопротивлений, а именно: потери давления при входе в циклон; потери давления на преодоление сопротивления трения в корпусе циклона; потери давления при переходе газового потока из внешней зоны циклона большого диаметра во внутреннюю зону (в выхлопную трубу) с поворотом на 180°; потери давления на преодоление сопротивления трения в выхлопной трубе.

Выражая общее гидравлическое сопротивление через динамический напор во входном патрубке и заменяя сумму частных коэффициентов гидравлических сопротивлений общим коэффициентом гидравлического сопротивления циклона $\xi_{ц}$, получим

$$\Delta p_{ц} = \xi_{ц} \frac{\rho \omega_{вх}^2}{2} \quad (11-6)$$

где ρ — плотность газовой среды в рабочих условиях, кг/м³;
 $\omega_{вх}$ — скорость газа во входном патрубке, м/с.

Определим

$$\omega_{\text{вх}} = \frac{V}{f_{\text{вх}}} \quad (11-7)$$

V — расход газа, м³/с;

$f_{\text{вх}}$ — площадь поперечного сечения входного патрубка, м².

При расчете общего гидравлического сопротивления циклона чаще его определяют как функцию условной скорости газа $\omega_{\text{ц}}$, отнесенной к площади свободного поперечного сечения цилиндрической части корпуса циклона:

$$\Delta p_{\text{ц}} = \xi_{\text{ц}}^r \frac{\rho \omega_{\text{ц}}^2}{2} \quad (11-8)$$

Условная скорость газа в циклоне, обеспечивающая высокую степень очистки, лежит в пределах $3 \pm 3,5$ м/с и рассчитывается по уравнению

$$\omega_{\text{ц}} = \frac{V}{0,785 D_{\text{ц}}^2} \quad (11-9)$$

где $D_{\text{ц}}$ — диаметр циклона, м.

Значения коэффициентов $\xi_{\text{ц}}$ и $\xi_{\text{ц}}^r$ зависят от конструктивных особенностей циклонов. Например, для некоторых стандартных циклонов, разработанных головным предприятием НИИОГАЗа, они имеют следующие значения:

Тип циклона ¹	$\xi_{\text{ц}}$	$\xi_{\text{ц}}^r$
ЦН-15	3,0	105
ЦН-11	2,7	180
ЦН-24	4,8	60

¹ Цифры 15, 11 и 24 указывают, под каким углом к горизонтали расположен входной патрубок.

Как отмечено выше, степень улавливания при всех прочих одинаковых условиях зависит от скорости газового потока, а следовательно, и от соотношения $\Delta p_{\text{ц}}/\rho$ [см. формулы (11-6) и (11-8)]. Наилучшие условия очистки запыленного газа обеспечиваются, как показывают данные по эксплуатации циклонов, при значениях $\Delta p_{\text{ц}}/\rho$ в интервале $500-750$ м²/с². Выше этих значений будет перерасход энергии при практически постоянной степени очистки η ; ниже этих значений степень очистки циклона будет заметно снижаться.

Цель работы — практическое ознакомление с установкой по пылеочистке и работой циклона; исследование зависимости степени очистки η циклона и его гидравлического сопротивления $\Delta p_{\text{ц}}$ от условной скорости газового потока в циклоне; определение оптимальной скорости газового потока и коэффициента гидравлического сопротивления циклона ($\xi_{\text{ц}}$ и $\xi_{\text{ц}}^r$).

Твердые частицы из бункера 1 с помощью дозатора 2 поступают в трубопровод 3 и образуют с движущимся в этом трубопроводе воздухом запыленный воздушный поток. Уловленные в циклоне твердые частицы собираются в емкости 8.

Циклон (типа ЦН-15) является основным аппаратом в представленной схеме; внутренний диаметр его цилиндрической части 170 мм (входной патрубок имеет размеры 115×35 мм). Циклон соединен с вытяжным вентилятором 11 (с электродвигателем 12) системой трубопроводов — входным всасывающим 3 и выходным нагнетательным 4 (относительно циклона). Расход воздуха регулируется задвижкой 10. В качестве измерительных приборов использованы: для определения расхода воздуха — дифференциальный U-образный манометр 7, подключенный к диафрагме 9, для определения гидравлического сопротивления циклона — дифференциальный U-образный манометр 6, подсоединенный на входе в циклон и выходе из него.

Методика проведения эксперимента

Исследование работы циклона проводят в два этапа. В первом этапе определяют гидравлическое сопротивление циклона в зависимости от скорости газового потока; во втором — степень очистки циклона в зависимости от скорости газового потока при постоянной концентрации в нем твердых частиц.

В первой части работы исследование проводят на незапыленном воздухе. Включают вентилятор 11 и устанавливают с помощью задвижки 10 необходимый расход воздуха в пределах, заданных преподавателем (6—8 значений расходов). Показания дифманометров 6 и 7 снимают при установленном расходе воздуха одновременно по команде «отсчет» и заносят в отчетную таблицу.

Во второй части работы исследование проводят на запыленном воздухе при тех же значениях расходов воздуха, что и в первом этапе исследований. С целью сохранения постоянной концентрации твердых частиц в газовом потоке в каждом опыте расход твердой фазы регулируют дозатором путем изменения частоты вращения тарелки дозатора 2. В качестве твердой фазы для создания запыленного воздуха используют твердый сыпучий материал (например, силикатный катализатор, кварцевый песок) со средним размером частиц 40 ÷ 60 мкм. Перед началом работы проверяют наличие твердого сыпучего материала в бункере 1, настраивают на необходимый расход твердой фазы дозатор 2, предварительно продувают систему, включив на некоторое время вентилятор, затем освобождают от твердого материала сборник 8. После этого можно считать установку подготовленной к проведению исследований.

Включают вентилятор и с помощью регулирующей задвижки 10 устанавливают нужный расход воздуха. Затем включают в работу одновременно дозатор твердой фазы и секундомер. По мере накопления определенного объема материала в сборнике 8 останавливают дозатор с одновременной отсечкой секундомера. Вентилятор продолжает работать в заданном режиме еще некоторое время (3—5 мин), а затем его останавливают. Твердый материал¹, уловленный из газового потока, за время опыта в сборнике 8, взвешивают на технических весах. После этого приступают к подготовке установки для проведения очередного опыта. (Исследования проводят при 6—8 значениях расхода воздуха). Полученные в каждом опыте данные заносят в отчетную таблицу.

Обработка опытных данных и составление отчета

По экспериментальным данным отчетной таблицы для каждого опыта:

1) определяют расход воздуха (V , м³/ч) по градуировочному графику дифманометра 7;

2) рассчитывают скорость газового потока во входном патрубке циклона $w_{вх}$ и условную скорость газового потока в циклоне $w_{ц}$ по уравнениям (11-7) и (11-9);

3) рассчитывают соответствующие коэффициенты гидравлических сопротивлений ζ и $\zeta_{ц}$ [уравнения (11-6) и (11-8)];

4) определяют отношение $\Delta p_{ц}/\rho$;

5) находят расход уловленного твердого материала (в кг/с)

$$G_{у.л} = \frac{G}{\tau}$$

где G — количество (кг) уловленного твердого материала за время работы дозатора τ (с);

6) рассчитывают степень очистки η [уравнение (11-5)].

В отчет о работе должны быть включены: а) задание; б) схема установки со спецификацией; в) отчетная таблица; г) все перечисленные выше расчеты; д) график зависимости $\Delta p_{ц}$ от скорости воздуха ($\Delta p_{ц} - w_{ц}$ или $\Delta p_{ц} - w_{вх}$); е) график зависимости $\eta - \frac{\Delta p_{ц}}{\rho}$ (из графика определить оптимальную скорость воздуха, соответствующую высокой степени очистки при малом гидравлическом сопротивлении циклона, см. рис. 11-3, точка А).

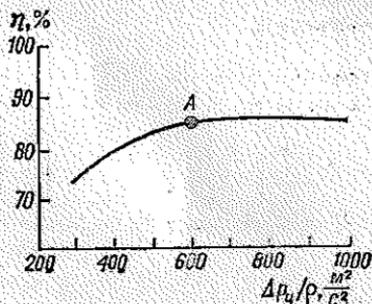


Рис. 11.3. Зависимость степени очистки η циклона от отношения $\Delta p_{ц}/\rho$.

¹ После остановки вентилятора следует простучать корпус циклона, чтобы собрать материал с его поверхности.

ОТЧЕТНАЯ ТАБЛИЦА

№ опыта	Измеряемые величины				Рассчитываемые величины									
	показание дифманометра, присоединенного к циклову, $\Delta P_{\text{Д}}$	мм вод. ст.	Па	расход твердого материала на входе в циклон G_{H} , кг/с	время работы дозатора t , с	количество уловленного твердого материала G , кг	расход воздуха V , м ³ /с	скорость воздуха во входном патрубке $W_{\text{вх}}$, м/с	уловная скорость $W_{\text{у}}$ воздуха в циклоне	η	коэффициент гидравлического сопротивления циклона	$\frac{\Delta P_{\text{H}}}{\rho}$, м ² /с ²	расход уловленного твердого материала $G_{\text{у}}$, кг/с	степень очистки η , %
1														
2														
3														
...														
1														
2														
3														
...														

I. Испытания циклона на незапыленном воздухе

II. Испытания циклона на запыленном воздухе

Контрольные вопросы к работе 11

1. Какие системы в гидромеханике называют неоднородными?
2. Что такое пыль?
3. Какие аппараты применяют для улавливания пыли?
4. Как устроен циклон?
5. За счет чего в циклоне возникает центробежная сила?
6. Что такое фактор разделения?
7. Как влияют диаметр циклона и скорость газового потока на его разделяющую способность?
8. С какой целью в промышленной практике прибегают к применению батарейных циклонов?
9. Что называют степенью очистки или коэффициентом полезного действия циклона?
10. Как определить концентрацию твердых частиц в газовом потоке на выходе из циклона и количество унесенной твердой фазы?
11. Что понимают под гидравлическим сопротивлением циклона, как его рассчитывают и какие факторы влияют на него?
12. Как рассчитать коэффициент гидравлического сопротивления циклона?
13. Указать последовательность действий при пуске и остановке экспериментальной установки.

Дополнительная литература

- Гордон Г. М., Пейсахов И. Л. Пылеулавливание и очистка газов в цветной металлургии. Изд. 3-е. М., Металлургия, 1977. 455 с.
- Павлов К. Ф., Романков П. Г., Носков А. А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической промышленности. Изд. 8-е. Л., Химия, 1976, 552 с.
- Плановский А. Н., Рамм В. М., Каган С. Э. Процессы и аппараты химической технологии. Изд. 5-е. М., Химия, 1968. 848 с.

Работа 12

ОПРЕДЕЛЕНИЕ КОЭФФИЦИЕНТА ПРОДОЛЬНОГО ПЕРЕМЕШИВАНИЯ В КОЛОННОМ АППАРАТЕ С НАСАДКОЙ

Введение

В колонных противоточных аппаратах вследствие различия скоростей потока в разных точках сечения аппарата, увлечения частиц потока одной из фаз потоком другой фазы, а также турбулентной диффузии происходит перемешивание фаз вдоль оси потока. Это так называемое продольное перемешивание уменьшает среднюю движущую силу и существенно сказывается на скорости процесса массопередачи. Для количественной оценки продольного перемешивания в уравнения, описывающие процесс массопередачи, вводят коэффициент продольного перемешивания E , который обусловлен гидродинамическими условиями проведения процесса.

С учетом коэффициента продольного перемешивания, на основании приближенной аналогии между диффузией и перемешиванием процесс переноса массы в колонном аппарате обычно

описывают уравнением вида

$$\frac{\partial c}{\partial \tau} = w \frac{\partial c}{\partial h} + E \frac{\partial^2 c}{\partial h^2} + K\sigma\psi(c^* - c) \quad (12-1)$$

где c — концентрация целевого компонента в жидкости, кг/м³;
 c^* — равновесная концентрация целевого компонента, кг/м³;
 τ — текущее время, с;
 w — действительная средняя скорость движения жидкой фазы, м/с;
 h — линейная координата (снизу вверх), м;
 E — коэффициент продольного перемешивания, м²/с;
 K — коэффициент массопередачи, м/с;
 σ — удельная поверхность насадки, м⁻¹;
 ψ — коэффициент смоченности насадки.

Первое слагаемое правой части уравнения (12-1) учитывает перенос массы потоком жидкой фазы, второе — продольное перемешивание фаз, третье — массообменные процессы, протекающие в аппарате.

Граничными условиями для уравнения (12-1) при отсутствии продольного перемешивания в подводящих трубопроводах будут равенства

$$\begin{aligned} w c + E \frac{\partial c}{\partial h} &= w c_{\text{вх}} & \text{при } h = H \\ \frac{\partial c}{\partial h} &= 0, \quad c = c_{\text{вых}} & \text{при } h = 0 \end{aligned} \quad (12-2)$$

где $c_{\text{вх}}$ — концентрация целевого компонента на входе в аппарат, кг/м³;

$c_{\text{вых}}$ — концентрация целевого компонента на выходе из аппарата, кг/м³;

H — высота насадки, м.

Для экспериментального исследования продольного перемешивания одной из фаз в поток жидкости, входящей в аппарат, вводят некоторое количество индикатора (вещества, не вступающего в этом аппарате ни в какие реакции, но хорошо идентифицируемого) и определяют функцию отклика, т. е. изменение во времени концентрации индикатора на выходе из аппарата.

Зависимость выходной концентрации от входной может быть получена решением уравнения (12-1). Поскольку индикатор не вступает ни в какие реакции, коэффициент массопередачи в этом уравнении следует положить равным 0. Полученное уравнение преобразуют в уравнение с безразмерными коэффициентами и тогда с учетом граничных условий (12-2) получают

$$\begin{aligned} \frac{\partial c}{\partial \theta} &= \frac{\partial c}{\partial \xi} + \frac{1}{Pe} \frac{\partial^2 c}{\partial \xi^2} \\ c + \frac{1}{Pe} \frac{\partial c}{\partial \xi} &= c_{\text{вх}} & \text{при } \xi = 1 \\ \frac{\partial c}{\partial \xi} &= 0, \quad c = c_{\text{вх}} & \text{при } \xi = 0 \end{aligned} \quad (12-3)$$

где $\theta = \tau/\tau_{\text{ср}}$ — безразмерное время;

$\tau_{\text{ср}}$ — среднее время пребывания индикатора в аппарате, которое определяют как отношение высоты аппарата H к средней скорости потока ω , т. е. $\tau_{\text{ср}} = H/\omega$;

$\xi = h/H$ — безразмерная координата;

$Pe = \omega H/E$ — модифицированный критерий Пекле.

Обычно используют или импульсный, или ступенчатый ввод индикатора. При импульсном вводе определенное количество индикатора мгновенно подают в аппарат (практически за очень малый промежуток времени). При ступенчатом вводе индикатор подают непрерывно, начиная с некоторого момента времени, которое считают нулевым. При этом концентрация индикатора на входе в аппарат должна быть постоянной:

$$c_{\text{вх}}(\theta) = \begin{cases} 0, & \theta < 0; \\ c_0 = \text{const}, & \theta \geq 0 \end{cases} \quad (12-4)$$

где c_0 — максимальная концентрация индикатора на выходе из аппарата, $\text{кг}/\text{м}^3$.

Функция отклика на импульсное возмущение имеет вид

$$c_{\text{вых}}(\theta) = \frac{M}{V} p(\theta) \quad (12-5)$$

где V — объемный расход жидкости, $\text{м}^3/\text{с}$;

M — количество введенного индикатора, кг ;

$p(\theta)$ — плотность распределения времени пребывания частиц индикатора в аппарате, т. е. $p(\theta)\Delta\theta$ — это доля частиц индикатора, время пребывания которых лежит в интервале $(\theta, \theta + \Delta\theta)$.

При ступенчатом вводе индикатора функция отклика $c_{\text{вых}}(\theta)$ пропорциональна функции распределения времени пребывания частиц индикатора в аппарате $F(\theta)$, т. е. доле частиц, время пребывания которых меньше θ :

$$c_{\text{вых}}(\theta) = c_0 F(\theta) \quad (12-6)$$

Вместо функций распределения времени пребывания удобнее использовать их интегральные характеристики, называемые моментами распределения. Для экспериментального определения коэффициента продольного перемешивания достаточно ограничиться введением двух моментов: среднего безразмерного времени пребывания $\theta_{\text{ср}}$ и дисперсии безразмерного времени пребывания σ_{θ}^2 , характеризующей отклонение времени пребывания отдельных частиц индикатора от среднего времени пребывания. По определению:

$$\theta_{\text{ср}} = \int_0^{\infty} \theta p(\theta) d\theta = \int_0^{\infty} (1 - F(\theta)) d\theta \quad (12-7)$$

$$\sigma_{\theta}^2 = \int_0^{\infty} (\theta - \theta_{\text{ср}})^2 p(\theta) d\theta = 2 \int_0^{\infty} (\theta - \theta_{\text{ср}}) (1 - F(\theta)) d\theta + \theta_{\text{ср}}^2$$

Выражение для σ_0^2 удобнее представить в виде:

$$\sigma_0^2 = \int_0^{\infty} \theta^2 p(\theta) d\theta - \theta_{\text{ср}}^2 = 2 \int_0^{\infty} \theta (1 - F(\theta)) d\theta - \theta_{\text{ср}}^2 \quad (12-8)$$

Из уравнения (12-8) можно получить следующие выражения для моментов распределения времени пребывания:

$$\theta_{\text{ср}} = 1$$

$$\sigma_0^2 = \frac{2}{Pe} (Pe - 1 + e^{-Pe}) \quad (12-9)$$

Уравнения (12-6) — (12-8) позволяют связать функцию отклика $c_{\text{вых}}(\theta)$ при ступенчатом вводе индикатора с моментами распределения времени пребывания:

$$\theta_{\text{ср}} = \frac{1}{c_0} \int_0^{\infty} (c_0 - c_{\text{вых}}(\theta)) d\theta \quad (12-10)$$

$$\sigma_0^2 = \frac{2}{c_0} \int_0^{\infty} \theta (c_0 - c_{\text{вых}}(\theta)) d\theta - \theta_{\text{ср}}^2$$

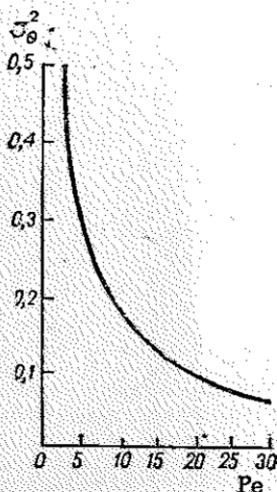


Рис. 12-1. Зависимость модифицированного критерия Pe от дисперсии безразмерного времени пребывания σ_0^2 .

При экспериментальном определении $\theta_{\text{ср}}$ и σ_0^2 по функции отклика нет необходимости вычислять интегралы в пределах $(0, \infty)$. Можно интегрировать по конечному интервалу $(0, \bar{\theta})$, где $\bar{\theta}$ выбирают так, чтобы при $\theta > \bar{\theta}$ функция отклика $c_{\text{вых}}(\theta)$ была постоянной. При интегрировании по конечному интервалу $(0, \bar{\theta})$ выражения (12-10) примут вид:

$$\theta_{\text{ср}} = \bar{\theta} - \frac{1}{c_0} \int_0^{\bar{\theta}} c_{\text{вых}}(\theta) d\theta \quad (12-11)$$

$$\sigma_0^2 = \bar{\theta}^2 - \frac{2}{c_0} \int_0^{\bar{\theta}} \theta c_{\text{вых}}(\theta) d\theta - \theta_{\text{ср}}^2$$

Цель работы — определение коэффициента продольного перемешивания с помощью модифицированного критерия Пекле, который можно рассчитать по дисперсии безразмерного времени пребывания из равенства (12-9) или графически (рис. 12-1).

Описание установки (рис. 12-2)

Установка состоит из колонного аппарата диаметром 100 мм и рабочей высотой 0,736 м с насадкой из колец Рашига размером $10 \times 10 \times 1,5$ мм. Сверху в колонну подают воду, расход которой регулируют вентилем 3 и измеряют ротаметром 4. Также сверху через кран 2 поступает индикатор. Выходящий поток воды с инди-

котором проходит через кондуктометрический датчик 7, который подключен к кондуктометру. Сигнал с кондуктометра через усилитель поступает на АВМ. Снизу в аппарат подают воздух, расход которого регулируют вентилем 6 и измеряют дифманометром 5, подсоединенным к диафрагме.

Методика проведения работы

Перед началом эксперимента включают кондуктометр и подготавливают к работе АВМ¹. Открывая вентиль 6, устанавливают по дифманометру 5 заданный расход воздуха, а вентилем 3 по ротаметру 4 устанавливают заданный расход воды. Через 10—15 мин открывают кран 2 и начинают подавать индикатор (раствор хлорида натрия). Одновременно с подачей индикатора включают АВМ², на которой происходит автоматическое вычисление интегралов

$$I_1 = \int_0^T c_{\text{вых}}(\tau) d\tau$$

$$I_2 = \int_0^T \tau c_{\text{вых}}(\tau) d\tau \quad (12-12)$$

После того как концентрация индикатора на выходе из аппарата перестанет изменяться, выключают АВМ, прекращают подачу индикатора, снимают данные с вольтметра АВМ и по градуировочному графику определяют значения интегралов I_1 и I_2 . При переходе на другие расходы воды и воздуха надо убедиться, что на выходе из колонны концентрация индикатора равна 0. Всего проводят две серии экспериментов: в первой серии оставляют постоянным расход жидкости и изменяют расход газа, а во второй серии изменяют расход жидкости при постоянном расходе газа. Результаты экспериментов заносят в отчетную таблицу.

Обработка опытных данных и составление отчета

Отчет составляют в следующей последовательности.

1. Находят среднее время пребывания

$$\tau_{\text{ср}} = T - \frac{1}{c_0} \int_0^T c_{\text{вых}}(\tau) d\tau = T - \frac{I_1}{c_0} \quad (12-13)$$

где T — время опыта, с.

¹ Подготовку АВМ к работе осуществляет преподаватель.

² Запрещается включать и выключать АВМ без преподавателя.

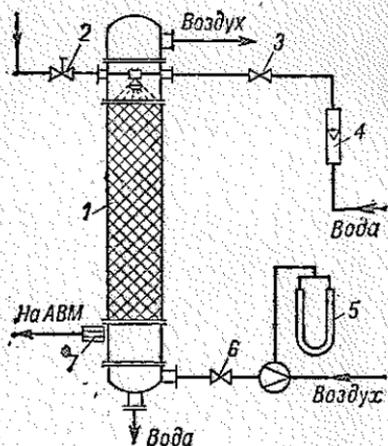


Рис. 12-2. Схема установки:

1 — колонна с насадкой; 2 — кран для подачи индикатора; 3 — вентиль для подачи воды; 4 — ротаметр для измерения расхода воды; 5 — дифманометр для измерения расхода воздуха; 6 — вентиль для подачи воздуха; 7 — датчик концентрации.

2. Определяют дисперсию времени пребывания:

$$\sigma_{\tau}^2 = T^2 - \frac{2}{c_0} \int_0^T \tau c_{\text{вых}}(\tau) d\tau - \tau_{\text{ср}}^2 = T^2 - \frac{2I_2}{c_0} - \tau_{\text{ср}}^2 \quad (12-14)$$

3. Вычисляют дисперсию безразмерного времени пребывания:

$$\sigma_{\theta}^2 = \sigma_{\tau}^2 / \tau_{\text{ср}}^2$$

4. По графику на рис. 12-1 определяют модифицированный критерий Re .

5. Из равенства $\tau_{\text{ср}} = H/\omega$ находят действительную среднюю скорость жидкости.

6. Из равенства $Re = \omega H/E$ вычисляют коэффициент продольного перемешивания E .

7. Полученные данные записывают в таблицу.

8. Строят графические зависимости коэффициента продольного перемешивания от фиктивных скоростей движения жидкой и газовой фаз.

Отчет, кроме того, должен содержать задание и схему установки со спецификацией.

ОТЧЕТНАЯ ТАБЛИЦА

Измеренные величины				Рассчитанные величины									
№ по пор.	жидкость		газ		T, с	I ₁	I ₂	τ _{ср} , с	σ _τ ²	σ _θ ²	Re	ω, м/с	E, м ² /с
	V _ж , м ³	ω _ж , ф/м/с	V _г , м ³	ω _г , ф/м/с									
1 серия													
1													
2													
3													
4													
5													
2 серия													
1													
2													
3													
4													
5													

Контрольные вопросы к работе 12

1. Что такое продольное перемешивание?
2. Каков физический смысл понятий «среднее время пребывания», «дисперсия времени пребывания» и «распределение времени пребывания»?
3. Что такое кривая отклика?
4. Что такое ступенчатый ввод индикатора и как его обеспечить?
5. Что такое модифицированный критерий Re , его физический смысл?

Дополнительная литература

- Касаткин А. Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. Изд. 9-е. М., Химия, 1973. 754 с.
- Гельперик Н. И., Пebaлж В. Л., Костаян А. Е. Структура потоков и эффективность колонных аппаратов в химической промышленности. М., Химия, 1977. 264 с.

Работа 13

ИЗУЧЕНИЕ РАБОТЫ БАРАБАННОГО ВАКУУМ-ФИЛЬТРА НЕПРЕРЫВНОГО ДЕЙСТВИЯ

Введение

Фильтрованием называют процесс разделения суспензий, движущей силой которого является разность давлений, создаваемых над и под пористой перегородкой. Твердая фаза отделяется на поверхности фильтрующей перегородки, а жидкая фаза проходит через нее.

Выбор метода разделения неоднородных систем (отстаивание, фильтрование, центрифугирование, сепарирование) связан с физическими свойствами твердой и жидкой фаз. Фильтрованием разделяют полидисперсные системы с частицами твердой фазы, размеры которых находятся в пределах 0,5—100 мкм, а скорость осаждения частиц не превышает 18 см/с. Если скорость осаждения частиц больше, то используют процесс отстаивания, а для более тонких суспензий (коллоидные растворы, мути) — процессы центрифугирования и сепарирования.

Качество работы фильтра во многом зависит от свойств фильтрующей перегородки. Фильтрующие перегородки изготовляют из различных хлопчатобумажных и шерстяных тканей (бязь, бельтинг, сукно, войлок), из синтетических тканей и тканей из минеральных волокон (поливинилхлоридные, лавсановые, асбестовые). Широкое использование гибких металлических сеток, керамических, жестких металлокерамических фильтрующих перегородок расширило область применения фильтрации. Выбор той или иной фильтрующей перегородки обусловлен ее пористостью, химической стойкостью, механической прочностью, теплостойкостью.

Разность давлений на фильтре может быть создана:

- слоем самой суспензии, налитой на фильтр;
- подачей суспензии на фильтр под давлением [например, в фильтр-прессах давление достигает 1,2 МПа (12 кгс/см²)];
- созданием вакуума под фильтрующей перегородкой [например, в промышленных вакуум-фильтрах вакуум достигает 0,8—0,87 МПа (600—650 мм рт. ст.)].

В общем виде, с учетом влияния вязкости жидкой фазы закон фильтрования можно записать

$$\frac{dV^*}{d\tau} = \frac{\Delta P}{R} = \frac{\Delta P}{R'\mu} \quad (13-1)$$

где V^* — объем фильтрата, прошедшего через 1 м^2 фильтрующей поверхности, $\text{м}^3/\text{м}^2$;

$\frac{dV^*}{d\tau}$ — скорость фильтрования, $\text{м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$;

ΔP — движущая сила процесса фильтрования, Па;

R — общее сопротивление фильтрования, $\text{кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$;

R' — приведенное сопротивление фильтрования, м^{-1} ;

μ — динамический коэффициент вязкости фильтрата, Па·с.

Сопротивление фильтрования R' складывается из сопротивления осадка $R'_{\text{ос}}$ и сопротивления фильтрующей перегородки $R'_{\text{ф.п}}$:

$$\frac{dV^*}{d\tau} = \frac{\Delta P}{(R'_{\text{ос}} + R'_{\text{ф.п}}) \mu} \quad (13-2)$$

Это уравнение показывает, что скорость фильтрования возрастает с увеличением перепада давления на фильтре и уменьшается с ростом гидравлического сопротивления осадка и фильтрующей перегородки, а также вязкости фильтрата. Отсюда, в частности, следует, что повышение температуры исходной суспензии увеличивает скорость фильтрования.

Сопротивление осадка $R'_{\text{ос}}$ определяется толщиной $\delta_{\text{ос}}$ (в м) и удельным объемным сопротивлением r_o (в м^{-2})¹ осадка: $R'_{\text{ос}} = r_o \delta_{\text{ос}}$. Толщина слоя осадка $\delta_{\text{ос}}$ связана с объемом фильтрата V^* соотношением: $\delta_{\text{ос}} = V^* x_o$, где x_o — объем влажного осадка, образующийся на 1 м^2 фильтрата при прохождении через него 1 м^3 фильтрата. Следовательно, $R'_{\text{ос}} = r_o x_o V^*$. Значение $R'_{\text{ос}}$ с возрастанием толщины слоя осадка изменяется от нуля в начале процесса до максимума в конце фильтрования. Сопротивление фильтрующей перегородки $R'_{\text{ф.п}}$ можно заменить равным ему сопротивлением слоя осадка и выразить через соответствующий объем фильтрата (C): $R'_{\text{ф.п}} = r_o x_o C$. Тогда из уравнения (13-2) получим:

$$\frac{dV^*}{d\tau} = \frac{\Delta P}{\mu r_o x_o (V^* + C)} \quad (13-3)$$

После интегрирования и соответствующих преобразований имеем

$$V^{*2} + 2V^*C = K\tau \quad (13-4)$$

где $K = 2\Delta P/\mu r_o x_o$ — коэффициент, учитывающий физико-химические свойства осадка, $\text{м}^2/\text{с}$; $C = R'_{\text{ф.п}}/r_o x_o$ — такой объем фильтрата, при прохождении которого образуется слой осадка с сопротивлением, равным сопротивлению фильтрующей перегородки, $\text{м}^3/\text{м}^2$.

Константы K и C уравнения фильтрования определяют экспериментальным путем. Преобразование выражения (13-4) приводит к уравнению прямой

$$\tau/V^* = (1/K)V^* + 2C/K \quad (13-5)$$

¹ Как следует из уравнения (13-1) и соотношения $R'_{\text{ос}} = r_o \delta_{\text{ос}}$, r_o — это такой перепад давлений, который необходимо создать, чтобы через слой осадка толщиной 1 м фильтрат вязкостью 1 Па·с проходил со скоростью 1 м/с.

тангенс угла наклона которой в координатах $\tau/V^* - V^*$ равен $1/K$, а отрезок, отсекаемый на оси ординат — $2C/K$.

Цель работы — практическое ознакомление с вакуум-фильтрационной установкой, определение констант уравнения фильтрования.

Описание установки

Основной аппарат установки — барабанный вакуум-фильтр из нержавеющей стали (рис. 13-1).

Сварной барабан 1 фильтра ($F = 0,25 \text{ м}^2$, $\alpha = 0,33$) установлен над корытом 7 так, что некоторая его часть погружена в суспензию, находящуюся в корыте. Барабан приводится во вращение электродвигателем через редуктор и вариатор, позволяющий изменять частоту вращения барабана. Боковая поверхность барабана перфорирована и покрыта фильтрующей тканью 8, закрепленной на барабане проволокой. Под фильтрующей поверхностью создается разрежение, фильтрат проходит через ткань, а осадок задерживается на ее поверхности и снимается ножом 4. Для предотвращения осаждения твердых частиц в корыте установлена качающаяся мешалка 6.

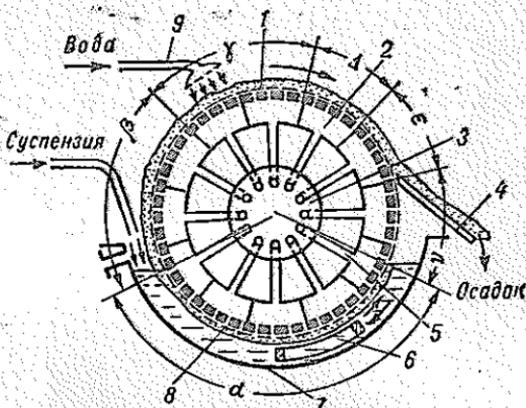


Рис. 13-1. Схема работы барабанного вакуум-фильтра непрерывного действия с наружной фильтрующей поверхностью:

1 — барабан; 2 — секция барабана; 3 — торцевая поверхность цапфы; 4 — нож; 5 — трубка; 6 — мешалка; 7 — корыто; 8 — фильтрующая ткань; 9 — брызгало.

Электродвигатель, редуктор и вариатор расположены на стене под корытом фильтра.

Внутреннее пространство барабана разделено радиальными перегородками на двенадцать секций 2, которые соединены трубками 5 с каналами, проходящими через одну из цапф. На торцевой поверхности цапфы эти каналы заканчиваются отверстиями (по числу секций). К этой поверхности цапфы прижато тщательно шлифованное переключающее устройство, называемое распределительной головкой (рис. 13-2).

Неподвижная распределительная головка состоит из четырех камер, которые на промышленных фильтрах соединены следующим образом: I и IV — с вакуум-сборниками, в которых отдельно собираются фильтрат и промывная жидкость; II — с линией подачи сжатого воздуха (для отдувки осадка от ткани перед снятием его ножом); III — с паровой линией, по которой подводится перегретый пар (для регенерации ткани). Прорези камер

неподвижной головки перекрывают отверстия на плоской поверхности цапфы, соединенные с секциями фильтра. При вращении барабана каждая фильтровальная камера последовательно проходит зоны фильтрования (угол α) подсушки осадка (угол β), промывки (угол γ), а также вторую зону подсушки от промывочной воды (угол Δ), зоны отдувки (угол ϵ) и пропарки (угол ν)¹. Таким образом, в каждой отдельной секции фильтрование протекает периодически, в целом же фильтр работает непрерывно.

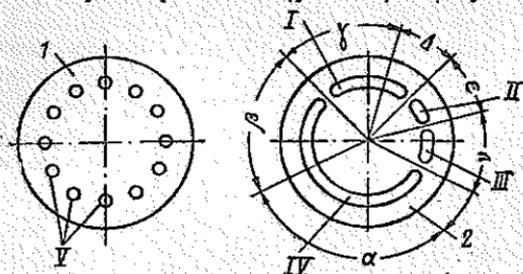


Рис. 13-2. Распределительная головка:

I—к сборнику промывочной жидкости и вакуум-наосе; II—от газодувки; III—подача пара; IV—к вакуум-сборнику фильтрата; V—от секций барабана; 1—вращающаяся цапфа; 2—неподвижная распределительная головка.

Схема экспериментальной установки показана на рис. 13-3. Установка состоит из пяти основных узлов: барабанного вакуум-фильтра 1, бака для приготовления

суспензий 8, центробежного насоса 12 для подачи исходной суспен-

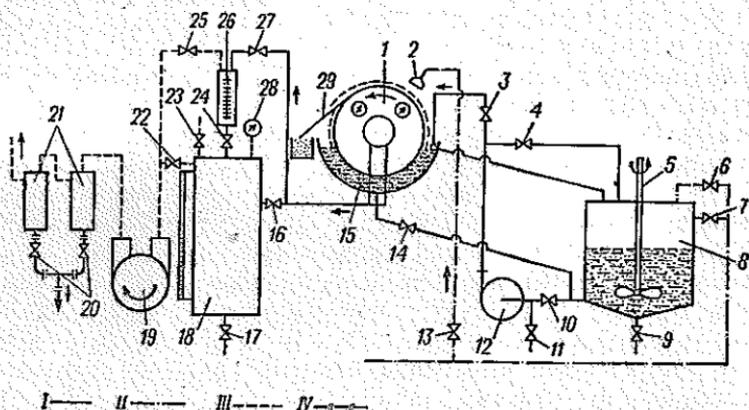


Рис. 13-3. Схема установки барабанного вакуум-фильтра:

I—суспензия и фильтр; II—вода; III—вакуум; IV—масло; 1—барабан; 2—брызгало; 3, 4, 9—11, 13, 14, 15, 17, 20, 22, 24, 25, 27—краны; 5—мешалка; 6, 7, 23—вентили; 8—бак для суспензии; 12—центробежный насос; 15—корыто; 18—сборник фильтрата; 19—вакуум-насос; 21—маслоотделители; 26—мерный стакан; 28—вакуумметр; 29—нож.

зии в корыто, вакуум-сборника 18 и вакуум-насоса 19. Вакуум в системе создается вакуум-насосом. Для улавливания масла, уносимого воздухом из вакуум-насоса, служат маслоотделители 21. Измерение объема фильтрата над вакуум-сборником, снабженным водомерным стеклом, производят с помощью мерного стакана 26 (объем 2,5 л), что обеспечивает более высокую точность опреде-

¹ На лабораторной установке фильтрат и промывную воду собирают в один сборник, отдувку осадка и пропаривание ткани не производят.

ления. Вакуум в сборнике фильтрата измеряют вакуумметром 28¹. Бак для суспензии снабжен пропеллерной мешалкой 5 (частота вращения мешалки 6 об/с).

Методика проведения работы

Перед пуском установки суспензию в баке 8 перемешивают мешалкой 5. Закрывают кран 14, открывают краны 3, 4, 10 и включают центробежный насос 12. Заполняют корыто фильтра, регулируя подачу суспензии в него краном 4. После увлажнения фильтрующей ткани включают вакуум-насос и вентилем 23 устанавливают заданный вакуум. Во избежание срыва ткани во время пуска установки, нож 29 не должен касаться поверхности фильтра. Нож прижимают к ткани лишь после того, как на ее поверхности образуется слой осадка. Работу проводят без промывки осадка.

Для получения данных, необходимых при построении графика в координатах $\tau'/V^* - V^*$ и определении констант уравнения фильтрования K и C , опыты следует проводить при постоянном вакууме ($\Delta P = \text{const}$), но при разной частоте вращения барабана (4—5 значений). В противном случае (при работе вакуум-фильтра непрерывного действия с постоянной частотой вращения барабана) объем фильтрата за один оборот будет постоянным, и следовательно, построить зависимость $\tau'/V^* - V^*$ нельзя. Чтобы изменить продолжительность фильтрования (объем фильтрата) необходимо изменить частоту вращения барабана. Частоту вращения определяют экспериментально по времени, за которое барабан фильтра сделает 4—5 оборотов. Через 4—5 мин (время выхода установки на режим) закрывают краны 16, 24, и по секундомеру замеряют время, в течение которого в стакан 26 поступит 1,5 л фильтрата. Открыв кран 24, сливают фильтрат в сборник 18 и повторяют опыт при другой частоте вращения, изменяя которую можно только во время вращения барабана.

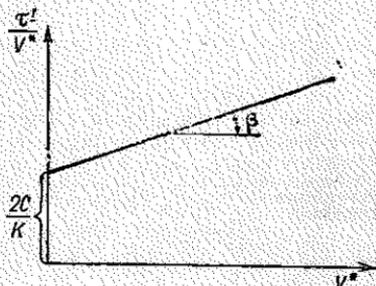


Рис. 13-4. К определению констант уравнения фильтрования.

После окончания замеров закрывают краны 3 и 4, прекращают подачу суспензии в корыто и выключают насос 12. Открыв кран 14, сливают суспензию в бак 8. Фильтрующую ткань промывают водой, подавая ее (открыв кран 13) через брызгало 2 на поверхность вращающегося фильтра.

Обработка опытных данных и составление отчета

Опытные данные и рассчитанные величины заносят в отчетную таблицу. По данным таблицы строят график в координатах $\tau'/V^* - V^*$ (рис. 13-4) и определяют значения K и C .

¹ Установленные на вакуум-фильтре два вакуумметра нужны при проверке уплотнения (качества шлифовки) поверхностей вращающейся цапфы и неподвижной распределительной головки.

Разность давлений $\Delta P = \dots$ Па. Объем фильтрата за время опыта $V = \dots$ м³. Частоты

Показание редуктора, деления шкалы	Частота вращения барабана (за один оборот) $\omega = \frac{1}{\tau_{100}}, \text{ с}^{-1}$	Время опыта τ , с	время	
			фильтрования за один оборот $\tau' = \tau_{100} \alpha = \frac{1}{\omega}$, с	число оборотов за время опыта $n = \tau \omega$

Отчет должен также содержать задание и схему установки со спецификацией.

Контрольные вопросы к работе 13

1. Что является движущей силой процесса фильтрования?
2. Какие условия влияют на выбор фильтрующей перегородки?
3. Из чего складывается сопротивление фильтрования?
4. Физический смысл удельного объемного сопротивления осадка?
5. Что учитывают константы уравнения фильтрования K и C ?
6. Каково назначение и устройство распределительной головки?
7. Из каких последовательных операций складывается полный цикл работы барабанного вакуум-фильтра?
8. Из каких основных узлов состоит фильтровальная установка?
9. Почему для расчета K и C эксперимент необходимо проводить при разной частоте вращения барабана?

Дополнительная литература

- Жужиков В. А. Фильтрование. Изд. 3-е. М., Химия, 1971. 440 с.
Малиновская Т. А. Разделение суспензий в промышленности органического синтеза. М., Химия, 1971. 320 с.

Работа 14

РАЗДЕЛЕНИЕ СУСПЕНЗИЙ НА ЦЕНТРИФУГЕ НЕПРЕРЫВНОГО ДЕЙСТВИЯ

Введение

Для разделения суспензий в производственной практике широко применяют центрифуги НОГШ¹. Иногда эти центрифуги используют и как классификаторы.

¹ НОГШ — центрифуга непрерывного действия, отстойная, горизонтальная со шнековой выгрузкой осадка.

ТАБЛИЦА

вращения барабана (показания редуктора) ... деления шкалы.

Рассчитываемые величины

объем фильтрага		$\frac{V'}{V^*}$, с/м	константы уравнения фильтрования	
за один оборот $V' = \frac{V}{n} = \frac{V}{T\omega}$, м ³	за время фильтрования с 1 м ² поверхности фильтрования $V^* = \frac{V'}{F}$, м ³ м ²		K, м ² /с	C, м ³ /м ²

В центрифугах поступающая суспензия разделяется на два продукта: слив и влажный осадок. В слив уходят частицы, размеры которых меньше некоторой определенной величины (граничного диаметра), в осадке же остаются в основном частицы с размерами больше этой величины.

В суспензии содержится бесконечно узкий класс твердых частиц, вероятность попадания которых как в слив, так и в осадок одинакова. Размер этих частиц (их приведенный диаметр) называют *крупностью разделения*.

При центрифугировании скорость осаждения частиц, размер которых соответствует крупности разделения, может быть рассчитана по формуле Стокса с учетом ускорения центробежного поля

$$(\omega_{ос})_ц = \frac{d^2 (\rho - \rho_c) \omega^2 R}{18\mu_c} \quad (14-1)$$

где d — крупность разделения, м;

ρ и ρ_c — плотности твердых частиц и среды (жидкости), кг/м³;

μ_c — динамический коэффициент вязкости среды, Па·с;

ω — угловая скорость вращения, 1/с;

R — радиус вращения, м.

Скорость осаждения частиц, находящихся в центробежном поле, в $\omega^2 R/g$ раз больше, чем при осаждении их только под действием силы тяжести.

Отношение $\omega^2 R/g$ называют *фактором разделения* f , который по существу является центробежным критерием Фруда

$$Fr_{ц} = \frac{\omega^2 R}{g} = \frac{\omega^2}{Rg} \quad (14-2)$$

где ω — окружная скорость, м/с.

Следовательно, фактор разделения является одним из основных параметров, определяющих условия осаждения частиц под действием центробежной силы,

Крупность разделения, получаемая на шнековой осадительной центрифуге, зависит от геометрической характеристики центрифуги, режима ее работы и свойств суспензии. Уравнение, связывающее производительность по суспензии и крупность разделения для этих центрифуг, имеет следующий вид

$$V = 3,5 \frac{D_{сл}^2 L_{сл} (\rho - \rho_c) d^2 n^2}{\mu_c} \quad (14-3)$$

где V — производительность центрифуги, м³/с;
 $D_{сл}$ — диаметр «сливного цилиндра» центрифуги, м;
 $L_{сл}$ — длина «сливного цилиндра», м;
 n — частота вращения ротора центрифуги, об/с.

Принцип действия центрифуги заключается в следующем (рис. 14-1).

Суспензию подают по центральной трубе во внутрь центрифуги. Центробежной силой из корпуса шнека через окна 4 она выбрасывается на внутреннюю поверхность конического ротора. Твердые частицы как более тяжелые осаждаются на этой поверхности, отгоняя жидкость к центру. Чистая жидкость выводится через окна 3 с поверхности «сливного цилиндра».

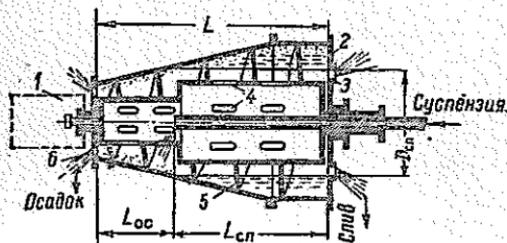


Рис. 14-1. Схема центрифуги НОГШ:
 1 — редуктор; 2 — ротор; 3, 4 — окна; 5 — шнек;
 6 — разгрузочное окно.

осадок медленно транспортируется к разгрузочным окнам 6. При транспортировании влажного осадка на участке ротора $L_{ос}$ осуществляется его центробежное отжатие (подсушка). Чем больше длина этого участка, тем более сухой осадок выгружает центрифуга. С увеличением $L_{ос}$ уменьшается $L_{сл}$ и, следовательно, понижается полезная емкость ротора, т. е. зона разделения суспензии. Это приводит к снижению производительности центрифуги. Следовательно, возможность получения более сухого осадка связана с уменьшением производительности центрифуги.

Конструкция центрифуги предусматривает изменение соотношения $L_{ос}$ и $L_{сл}$ путем изменения $D_{сл}$ специальными сменными полуколцами.

Цель работы — практическое ознакомление с работой центрифуги НОГШ-325 и установление режима, обеспечивающего классификацию по крупности или разделение суспензии.

Описание установки (рис. 14-2)

Горизонтальная шнековая центрифуга непрерывного действия (НОГШ-325) 2 приводится во вращение электродвигателем 3.

Автоматизация работы центрифуги обеспечивается станцией управления 4 (СУ).

Суспензия из бака 1 центробежным насосом 12 может подаваться в центрифугу тремя путями:

1) через распределитель 24 при открытом кране 22 и закрытых кранах 20 и 21;

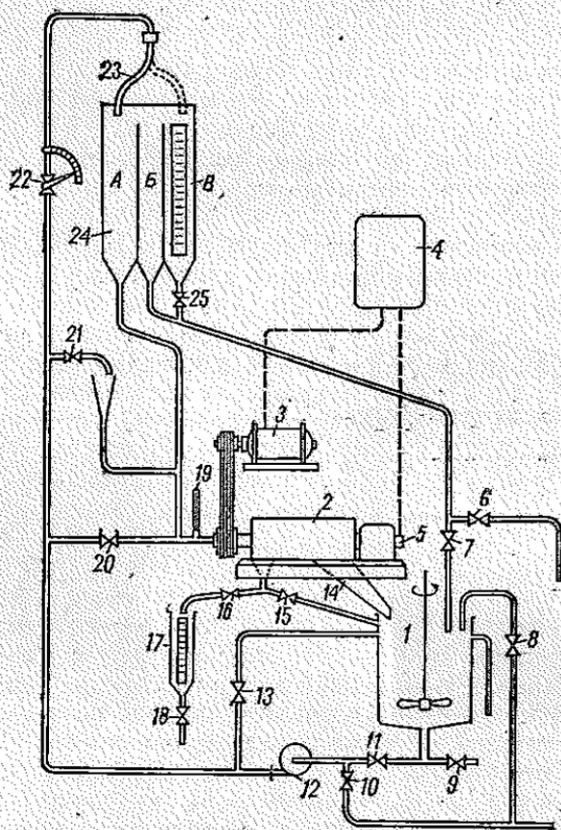


Рис. 14-2. Установка для испытания центрифуги:

1—бак с мешалкой для суспензий; 2—центрифуга; 3—электродвигатель; 4—станция управления; 5—реле перегрузки; 6—11, 13, 15—17, 20—22, 25—краны и вентили; 12—насос центробежный; 14—желоб для осадка; 13—мерный бачок; 19—термометр; 23—перекидной отвод; 24—распределитель.

2) через воронку при открытом кране 21 и закрытых кранах 20 и 22;

3) непосредственно от насоса через кран 20 при закрытых кранах 21 и 22.

Распределитель 24 имеет три отсека — А, Б и В. В зависимости от положения перекидного отвода 23 суспензия будет поступать в один из них.

Отсек А служит для направления суспензии в центрифугу, отсек Б выполняет функцию переливной трубы; им пользуются

также как проточной емкостью при регулировании (краном 22) и замерах производительности. Последнее осуществляется в отсеке *В*, который представляет собой мерник, имеет указатель уровня со шкалой, проградуированной в единицах объема (дм³), и спускной кран 25.

Температуру суспензии измеряют термометром 19, установленным на линии подачи непосредственно перед центрифугой.

Слив из центрифуги самотеком через кран 15 стекает в бак 1. В этот же бак по желобу 14 поступает осадок. Замкнутость схемы позволяет работать с небольшим количеством суспензии, что значительно уменьшает габариты вспомогательной аппаратуры. На линии вывода слива из центрифуги имеется отвод с краном 16 для замеров производительности по сливу и отбора проб в мерный бачок 17.

Центрифугу и систему трубопровода промывают водой. Для этого при необходимости сохранения промывной воды закрывают лишь кран 11, открывают вентиль 10, и промывная вода идет по линии подачи суспензии и вывода слива в бак 1. Если же промывная вода может быть выпущена в канализацию, то при закрытых кранах 7, 11, 15 промывную воду выпускают через краны 6, 16, 18. Заполнить бак 1 водой можно, открыв вентиль 8, опорожнить — открыв кран 9.

Методика проведения работы

Включают мешалку бака 1 и тщательно перемешивают суспензию. Затем включают насос 12 при закрытых кранах 20—22 и открытом кране 13. В дальнейшем при налаживании необходимой производительности кран 13 можно прикрывать.

Классификация суспензии по крупности частиц. Перед пуском центрифуги устанавливают с помощью мерника *В* расчетную производительность *V*, полученную из формулы (14-3). Для этого, открыв кран 22, из поворотного отвода 23 суспензию направляют в мерник (предварительно закрыв кран 25). После наполнения мерника отвод переводят на отсек *Б*, и суспензия, минуя центрифугу, стекает в бак 1.

Фиксируя время заполнения мерника по секундомеру и зная объем мерника, определяют производительность центрифуги по суспензии. Таким образом, находят необходимое положение открытия крана 22 по его шкале, соответствующее необходимой производительности. Проведя несколько таких контрольных объемных замеров, подачу суспензии полностью прекращают. Результаты замеров заносят в отчетную таблицу (см. табл. 14-1).

После пуска центрифуги и достижения ею нужной частоты вращения постепенно открывают кран 22 до необходимого положения. Быстрое открывание крана приводит к перегрузке шнека в пусковой период и к остановке центрифуги,

Перегрузку шнека центрифуги воспринимает реле перегрузки 5, которое подает сигнал станции управления 4, а та в свою очередь выключает электродвигатель 3 центрифуги. Магнитный пускатель центрифуги вмонтирован также в станции управления.

По истечении некоторого времени, когда установится режим работы центрифуги, о чем можно судить по неизменной степени мутности слива и по равномерности его течения в бак 1, отбирают пробы осадка и слива для анализа.

Осадок и слив анализируют на крупность твердых частиц под микроскопом. Перед анализом осадок предварительно разбавляют водой до концентрации, примерно равной концентрации слива. При анализе осадка в поле зрения микроскопа выбирают несколько наиболее мелких частиц и находят их средний приведенный диаметр. При анализе слива определяют средний приведенный диаметр такого же количества наиболее крупных частиц. Среднее из двух средних приведенных диаметров можно принять за крупность разделения, которую сравнивают с заданным значением.

Результаты микроскопического анализа также заносят в отчетную таблицу (см. табл. 14-2).

Разделение суспензий. После пуска центрифуги и достижения ею определенной частоты вращения очень плавно открывают кран 21 (либо кран 20), обеспечивая минимальную подачу до начала выгрузки осадка. Затем плавно увеличивают подачу до тех пор, пока не пойдет мутный слив. Максимальная производительность по суспензии, при которой еще идет чистый слив, будет соответствовать разделительной способности центрифуги при данных условиях.

Производительность центрифуги, работающей на суспензии невысокой концентрации, может быть определена по сливу, так как в этом случае $V \approx V_{сл}$. Для этого закрывают спускной кран 18 и затем одновременно закрывают кран 15 и открывают кран 16. Слив собирается в бачке 17, после заполнения которого, опять же одновременно, закрывают кран 16 и открывают кран 15. Время сбора слива в бачок 17 фиксируют секундомером. Исходя из этого объемного замера, рассчитывают производительность центрифуги по сливу. Результаты заносят в отчетную таблицу (см. табл. 14-1).

Оценку мутности слива производят визуально либо с помощью нефелометра.

Контрольный анализ слива и осадка на крупность частиц может быть, как и при классификации, осуществлен микроскопически.

Обработка опытных данных и составление отчета

При проведении классификации суспензии производительность, при которой обеспечивается заданная крупность разделения d , рассчитывают по формуле (14-3).

При разделении же суспензии на чистый слив и осадок по производительности, полученной экспериментально, определяют крупность разделения:

$$d = \frac{0,535}{nD_{сл}} \sqrt{\frac{V\mu_c}{L_{сл}(\rho - \rho_c)}}$$

Вязкость жидкости (воды) берут из справочных таблиц по температуре суспензии.

При подсчете скорости осаждения уравнение (14-1) удобнее привести к виду

$$(\omega_{ос})_п = 3,06 \frac{d^2(\rho - \rho_c)n^2D_{сл}}{10^4\mu_c}$$

Фактор разделения рассчитывают по формуле:

$$I = 5,6 \cdot 10^{-4} n^2 D_{сл}$$

Технологические размеры центрифуги:

Диаметр сливного цилиндра $D_{сл}$, мм	230; 254; 280
Длина сливного цилиндра $L_{сл}$, мм	440; 380; 330
Рабочая длина ротора L , мм	540
Частота вращения n , об/с (или об/мин)	58 (или 3500)

Разделяют водную суспензию мела; плотность мела $\rho = 2200$ кг/м³.

В отчет о выполненной работе должны быть включены: а) задание; б) схема установки со спецификацией; в) эскиз центрифуги в разрезе; г) необходимые расчеты.

ОТЧЁТНЫЕ ТАБЛИЦЫ

Таблица 14-1

№ по пор.	Время замера т. с	Объем собранной суспензии (слива) V , дм ³	Производительность $V = \frac{v}{\tau \cdot 1000}$	
			по суспензии	по сливу
1			Установление расчетной производительности по заданной крупности разделения	Определение максимальной производительности, при которой еще обеспечивается полное осветление
2				
3				
4				
5				
6				

Заданное значение крупности разделения $d \Rightarrow \dots$ мкм.

Слив	Размеры наибольших частиц, мкм						$d'_{\text{ср}} = \frac{\sum d'}{n}$
	d'_1	d'_2	d'_3	d'_4	\dots	d'_n	

Осадок	Размеры наименьших частиц, мкм						$d''_{\text{ср}} = \frac{\sum d''}{n}$	Расчетное значение крупности разделения $d_p = \frac{d'_{\text{ср}} + d''_{\text{ср}}}{2}$
	d''_1	d''_2	d''_3	d''_4	\dots	d''_n		

Контрольные вопросы к работе 14

1. Как устроена центрифуга НОГШ? Почему ее называют отстойной?
2. Какие процессы могут быть проведены на центрифуге НОГШ?
3. Что такое крупность разделения?
4. Как рассчитать скорость осаждения частиц дисперсной фазы в центрифуге?
5. Что такое фактор разделения?
6. От чего зависит производительность центрифуги НОГШ?
7. Из каких основных элементов состоит опытная установка для работы с центрифугой НОГШ?
8. В чем заключается методика экспериментальной работы на центрифуге НОГШ?
 - а) в режиме классификации суспензий по крупности частиц?
 - б) в режиме разделения суспензий?

Дополнительная литература

- Соколов В. И. Современные промышленные центрифуги. М., Машиностроение, 1967. 523 с.
- Финкельштейн Г. А. Шнековые осадительные центрифуги. Л. — М., Госхимиздат, 1952. 143 с.

ТЕПЛОВЫЕ И МАССООБМЕННЫЕ ПРОЦЕССЫ

Работа 15

ИЗУЧЕНИЕ ТЕРМИЧЕСКОГО И ГИДРАВЛИЧЕСКОГО СОПРОТИВЛЕНИЯ
ТЕПЛООБМЕННИКА «ТРУБА В ТРУБЕ»

Введение

Процесс передачи теплоты от одного вещества — теплоносителя к другому теплоносителю осуществляется в аппаратах, называемых *теплообменниками*. Одним из таких аппаратов является теплообменник «труба в трубе», состоящий из двух концентрических труб разных диаметров (рис. 15-1). По внутренней трубе проходит один теплоноситель, по кольцевому межтрубному пространству — другой. Теплота передается через стенку внутренней трубы.

В данной работе изучают: 1) передачу теплоты от греющего водяного пара к воде и 2) гидравлическое сопротивление (потерю давления) при прохождении воды по внутренней трубе теплообменника.

Насыщенный греющий пар из котельной непрерывно поступает по паропроводу в кольцевое межтрубное пространство теплообменника и, отдавая теплоту воде, конденсируется на наружной поверхности внутренней трубы. Процесс конденсации протекает при постоянном давлении и, следовательно, при постоянной температуре T , практически одинаковой в любом месте межтрубного пространства. Конденсат греющего пара отводится через конденсатор-отводчик (конденсационный горшок), пропускающий конденсат, но не пропускающий пар. Вода, проходящая по внутренней трубе, нагревается от начальной температуры $t_{\text{нач}}$ до конечной $t_{\text{кон}}$ (рис. 15-2).

Термическое сопротивление. Выделим в некотором месте внутренней трубы теплообменника бесконечно малый кольцевой участок поверхности dF (рис. 15-3). Пусть в этом месте температура воды внутри трубы будет t . Тогда для установившегося процесса перехода теплоты от пара к воде через участок поверхности dF можно написать следующие уравнения:

1. Уравнение теплоотдачи — перехода теплоты от конденсирующегося пара к наружной поверхности стенки трубы:

$$dQ = \frac{T - t_{\text{ст. в}}}{r_{\text{п}}} dF \quad (15-1)$$

2. Уравнение теплопроводности — перехода теплоты через стенку трубы, состоящую из нескольких слоев (наружный слой ржавчины, сталь, внутренний слой ржавчины, слой так называемого водяного камня или накипи):

$$dQ = \frac{t_{\text{ст. н}} - t_{\text{ст. вн}}}{\sum r_{\text{ст}}} dF \quad (15-2)$$

3. Уравнение теплоотдачи — перехода теплоты от внутренней поверхности стенки трубы к воде:

$$dQ = \frac{t_{\text{ст. вн}} - t}{r_{\text{в}}} dF \quad (15-3)$$

В этих уравнениях:

dQ — расход передаваемой теплоты, Вт;

$t_{\text{ст. н}}$ и $t_{\text{ст. вн}}$ — температуры наружной и внутренней поверхности стенки трубы, °С;

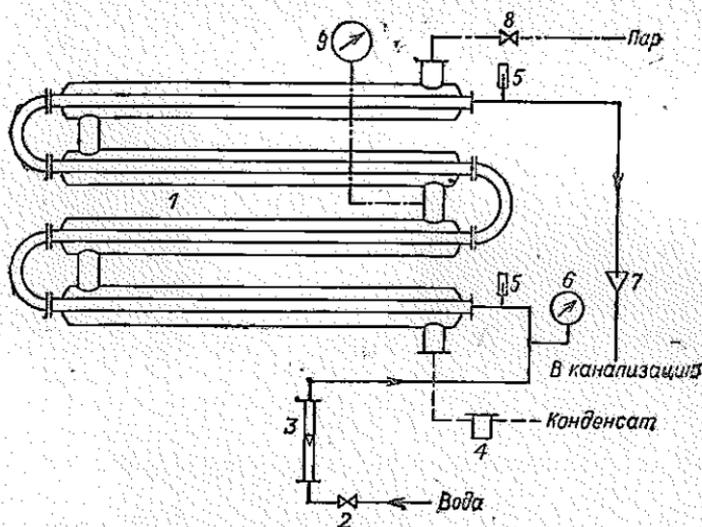


Рис. 15-1. Схема установки:

1 — теплообменник «труба в трубе»; 2, 8 — вентили; 3 — рогаметр; 4 — конденсатоотводчик; 5 — ртутный термометр; 6, 9 — манометры; 7 — сливная воронка.

$r_{\text{п}}$ — термическое сопротивление при переходе теплоты от конденсирующегося пара к наружной поверхности трубы, $\text{м}^2 \cdot \text{К}/\text{Вт}$;

$\sum r_{\text{ст}}$ — сумма термических сопротивлений слоев, из которых состоит стенка, $\text{м}^2 \cdot \text{К}/\text{Вт}$;

$r_{\text{в}}$ — термическое сопротивление при переходе теплоты от внутренней поверхности стенки к воде, $\text{м}^2 \cdot \text{К}/\text{Вт}$.

Поверхность dF во всех трех уравнениях принята одинаковой, т. е. стенка трубы считается плоской, что допустимо, когда толщина стенки мала по сравнению с диаметром.

Из уравнений (15-1)—(15-3) получаем уравнение теплопередачи — перехода теплоты от пара к воде

$$dQ = \frac{T - t}{r_n + \sum r_{ст} + r_b} dF = \frac{T - t}{R} dF \quad (15-4)$$

где $R = r_n + \sum r_{ст} + r_b$ — общее термическое сопротивление при переходе теплоты от конденсирующего пара к воде через стенку трубы.

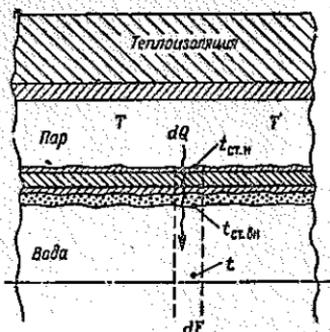
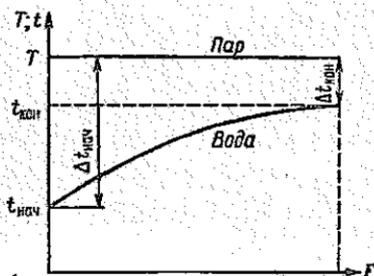


Рис. 15-2. Изменение температуры теплоносителей вдоль поверхности теплообмена F .

Рис. 15-3. Схема процесса теплопередачи.

При расчетах вместо термических сопротивлений r_n и r_b пользуются обратными величинами

$$\alpha_n = \frac{1}{r_n} \quad \text{и} \quad \alpha_b = \frac{1}{r_b}$$

которые называются коэффициентами теплоотдачи [Вт/(м²·К)] соответственно для пара и воды.

При этом уравнения теплоотдачи (15-1) и (15-3) получают вид:

$$dQ = \alpha_n (T - t_{ст.вн}) dF \quad (15-5)$$

$$dQ = \alpha_b (t_{ст.вн} - t) dF \quad (15-6)$$

Величина, обратная общему термическому сопротивлению R , называется коэффициентом теплопередачи¹:

$$K = \frac{1}{R} = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_n} + \sum r_{ст} + \frac{1}{\alpha_b}} \quad (15-7)$$

¹ Необходимо четко различать понятия теплоотдача и теплопередача.

Для всего теплообменника с поверхностью теплопередачи F м², в котором расход передаваемой теплоты составляет Q Вт, интегрирование уравнения (15-4) приводит к уравнению теплопередачи следующего вида

$$Q = K \Delta t_{\text{ср}} F \quad (15-8)$$

где $\Delta t_{\text{ср}}$ — средняя движущая сила процесса теплопередачи в теплообменнике — средняя разность температур пара и воды, определяемая теоретическим уравнением

$$\Delta t_{\text{ср}} = \frac{\Delta t_{\text{нач}} - \Delta t_{\text{кон}}}{2,3 \lg \frac{\Delta t_{\text{нач}}}{\Delta t_{\text{кон}}}} \quad (15-9)$$

Здесь $\Delta t_{\text{нач}} = T - t_{\text{нач}}$; $\Delta t_{\text{кон}} = T - t_{\text{кон}}$ (см. рис. 15-2).

Эти разности температур представляют собой движущие силы процесса теплопередачи на концах теплообменника — на входе и на выходе воды.

Если $\frac{\Delta t_{\text{нач}}}{\Delta t_{\text{кон}}} \leq 2$, то с достаточной точностью (ошибка менее 5%) можно считать

$$\Delta t_{\text{ср}} = \frac{\Delta t_{\text{нач}} + \Delta t_{\text{кон}}}{2} \quad (15-10)$$

Расход теплоты Q в уравнении (15-8) рассчитывают по формуле

$$Q = V \rho c (t_{\text{кон}} - t_{\text{нач}}) \quad (15-11)$$

где V — расход воды, м³/с;

ρ — плотность воды, кг/м³;

c — средняя теплоемкость воды, Дж/(кг·К).

Теория процесса теплоотдачи — перехода теплоты от стенки к протекающей среде (или наоборот) — приводит к уравнению, связывающему между собой обобщенные безразмерные переменные, характеризующие процесс, так называемые критерии подобия.

Для развитого турбулентного течения жидкостей и газов по трубам, когда значение критерия $Re \geq 10\,000$ (о критерии Рейнольдса см. работу 1) и отношение трубы к ее внутреннему диаметру $L/d \geq 50$, расчетное критериальное уравнение имеет следующий вид

$$Nu = 0,021 Re^{0,8} Pr^{0,43} \left(\frac{Pr}{Pr_{\text{ст}}} \right)^{0,25} \quad (15-12)$$

где $Nu = \frac{ad}{\lambda}$ — критерий Нуссельта;

$Re = \frac{w d \rho}{\mu}$ — критерий Рейнольдса;

$Pr = \frac{c \mu}{\lambda}$ — критерий Прандтля, вычисленный по средней температуре жидкости;

$Pr_{ст}$ — критерий Прандтля, вычисленный по средней температуре стенки;

d — внутренний диаметр трубы, м;

α — коэффициент теплоотдачи, Вт/(м²·К);

λ — коэффициент теплопроводности жидкости, Вт/(м·К);

w — скорость жидкости в трубе, м/с;

ρ — плотность жидкости, кг/м³;

μ — динамический коэффициент вязкости жидкости, Па·с;

c — теплоемкость жидкости, Дж/(кг·К).

Выражая скорость жидкости через ее расход (V , м³/с)

$$w = \frac{V}{0,785d^2} \quad (15-13)$$

получим выражение для критерия Рейнольдса:

$$Re = \frac{w \rho d}{\mu} = \frac{V \rho}{0,785 d \mu} \quad (15-14)$$

По уравнению (15-12) можно рассчитать коэффициент теплоотдачи для воды α_w . Расчет производят по номограмме, составленной по этому уравнению.

В условиях данной работы при нагревании воды паром для отношения $Pr/Pr_{ст}$ с достаточной точностью может быть принято среднее значение 1,5.

Гидравлическое сопротивление. При протекании воды через теплообменник гидравлическое сопротивление (Па), т.е. необратимая потеря давления Δp потоком воды, складывается из сопротивления трения (в теплообменнике и в присоединительных трубах) и суммы местных сопротивлений (в калачах, соединяющих внутренние трубы теплообменника, в местах поворота потока на входе и на выходе, в карманах для термометров):

$$\Delta p = \Delta p_{тр} + \sum \Delta p_{м.с} \quad (15-15)$$

Потери давления на трение и на преодоление местного сопротивления определяются следующими зависимостями

$$\Delta p_{тр} = \lambda \frac{L}{d} \frac{w^2 \rho}{2} x \quad (15-16)$$

$$\Delta p_{м.с} = \xi \frac{w^2 \rho}{2} \quad (15-17)$$

где λ — безразмерный коэффициент трения, являющийся функцией критерия Рейнольдса и относительной шероховатости стенки трубы — см. работу 3;

ξ — безразмерный коэффициент местного сопротивления;
 x — безразмерный коэффициент, учитывающий неизотермичность потока при турбулентном режиме течения.

Остальные обозначения те же, что и в предыдущих формулах.

Так как диаметр внутренней трубы теплообменника d отличается от диаметра присоединительных труб d_t , то скорости воды в них w и w_t будут разные. Рассчитывая условно все гидравлическое сопротивление Δp по скорости воды w во внутренней трубе теплообменника, представим уравнение (15-15) в виде

$$\Delta p = X \frac{w^2 \rho}{2} + C \frac{w^2 \rho}{2} \quad (15-18)$$

где X и C — безразмерные коэффициенты, первый из которых зависит от критерия Рейнольдса.

Придадим последнему уравнению критериальную форму:

$$Eu = 0,5(X + C) = f(Re) \quad (15-19)$$

Здесь $Eu = \frac{\Delta p}{w^2 \rho}$ — критерий Эйлера.

Используя уравнение (15-13), приведем выражение для критерия Эйлера¹ к виду:

$$Eu = \frac{\Delta p}{w^2 \rho} = 0,616 \frac{\Delta p d^4}{V^2 \rho} \quad (15-20)$$

Цель работы — получение зависимостей: 1) относительного термического сопротивления со стороны воды от критерия Рейнольдса, 2) критерия Эйлера от критерия Рейнольдса.

Описание установки (рис. 15-1)

Теплообменник «труба в трубе» 1 состоит из четырех горизонтальных элементов, расположенных друг над другом и покрытых теплоизоляцией. Стальные трубы теплообменника имеют диаметр²: наружные $60 \times 4,5$ мм, внутренние — 32×4 мм.

Внутренние трубы элементов соединены между собой съемными калачами, наружные — приварными патрубками. Общая рабочая длина четырех внутренних труб (без штуцеров и соединительных калачей) $L = 8,8$ м.

¹ Действительные значения критерия Эйлера для внутренней трубы теплообменника и для присоединительных труб будут, естественно, отличаться от условного значения Eu , рассчитанного для всего теплообменника по скорости w .

² Первое число означает внешний диаметр трубы, второе — толщину стенки.

Вода проходит по внутренним трубам теплообменника снизу вверх. Ее расход регулируют вентилем 2 и измеряют ротаметром 3. Температуру воды на входе в теплообменник и на выходе из него измеряют ртутными термометрами 5. Давление воды в трубопроводе перед теплообменником измеряют манометром 6. Так как вода выходит из теплообменника в сливную воронку 7 при атмосферном давлении, то манометр 6 показывает разность давлений воды до теплообменника и после него, т. е. гидравлическое сопротивление Δp .

Греющий пар поступает в теплообменник сверху, его давление в межтрубном пространстве регулируют вентилем 8 и измеряют манометром 9. Конденсат греющего пара отводится вниз через конденсатоотводчик (конденсационный горшок) 4, не пропускающий пар.

Методика проведения работы

В начале работы устанавливают наименьший заданный расход воды (10 делений по шкале ротаметра), после чего в течение 10—15 мин продувают паром межтрубное пространство теплообменника (давление по манометру 9 не должно превышать 30 кПа). После продувки устанавливают заданное давление греющего пара и через 5 мин, поддерживая все это время строго постоянными расход воды и давление греющего пара, делают первый замер температур и давления воды. Затем устанавливают следующий расход воды, через 5 мин делают замеры температур и давления и т. д. Таким путем получают данные для пяти расходов воды при постоянном давлении греющего пара.

Обработка опытных данных и составление отчета

Полученные экспериментальные и расчетные данные записывают в отчетную таблицу. Необходимые для расчетов данные о физических свойствах воды и насыщенного водяного пара берут из табл. II, III и IV — см. Приложение (там же см. табл. IX). Некоторые расчеты выполняются по номограммам из «Сборника расчетных диаграмм» [2].

По экспериментальным данным определяют общее термическое сопротивление R , расчетным путем находят термическое сопротивление со стороны воды r_b и долю, которую оно составляет от R . Затем строят графики зависимости r_b/R от Re и Eu от Re .

Отчет о выполненной работе должен содержать: а) задание; б) схему установки со спецификацией; в) отчетную таблицу; г) расчеты всех табличных величин для одного из расходов воды; д) графики зависимости r_b/R и Eu от Re ,

ОТЧЕТНАЯ ТАБЛИЦА

Давление греющего пара $p_{\text{наб}} = \dots$ кгс/см². Температура пара $T = \dots$ °C.

№ по пор.	Наименование величины	1	2	3	4	5	Примечание
Экспериментальные данные							
1	Показание ротаметра						
2	Начальная температура воды $t_{\text{нач}}$, °C						
3	Конечная температура воды $t_{\text{кон}}$, °C						
4	Гидравлическое сопротивление Δp , ат						
Расчетные данные							
5	Расход воды V , м ³ /ч						По градуировочной кривой ротаметра
6	Средняя температура воды $t_{\text{ср}}$, °C						Уравнение (15-11). Теплоемкость воды при температуре $t_{\text{ср}}$
7	Расход теплоты на нагрев воды Q , Вт						
8	Начальная разность температур $\Delta t_{\text{нач}} = T - t_{\text{нач}}$, °C						Уравнение (15-9) или (15-10). Номограмма № 20 [2]
9	Конечная разность температур $\Delta t_{\text{кон}} = T - t_{\text{кон}}$, °C						
10	Средняя разность температур $\Delta t_{\text{ср}}$, °C						
11	Коэффициент теплопередачи K , $\frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{К}}$						Уравнение (15-8). Поверхность теплопередачи F рассчитывают по среднему диаметру внутренней трубы
12	Общее термическое сопротивление R , $\text{м}^2 \cdot \text{К}/\text{Вт}$						Уравнение (15-14). Вязкость воды μ при температуре $t_{\text{ср}}$
13	Критерий Рейнольдса Re						
14	Критерий Прандтля P_r						При $t_{\text{ср}}$ (табл. II Приложения).
15	Критерий Нуссельта Nu						По номограмме № 13 [2]
16	Коэффициент теплоотдачи для воды α_w , $\text{Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$						Коэффициент теплопроводности воды λ при $t_{\text{ср}}$
17	Термическое сопротивление r_w , $\text{м}^2 \cdot \text{К}/\text{Вт}$						
18	Отношение $\frac{r_w}{R}$						
19	Критерий Эйлера Eu						Уравнение (15-20)

¹ При нагревании жидкости (или газа) греющим паром с температурой конденсации T средней температуры жидкости следует рассчитывать так:

$$t_{\text{ср}} = T - \Delta t_{\text{ср}}$$

Однако, если отношение $\Delta t_{\text{нач}}/\Delta t_{\text{кон}}$ меньше 2 или немного больше 2, как это имеет место в данной работе, то с достаточной точностью среднюю температуру жидкости можно рассчитывать как $0,5 (t_{\text{нач}} + t_{\text{кон}})$.

Контрольные вопросы к работе 15

1. Из чего складывается общее термическое сопротивление при переходе теплоты от конденсирующегося пара к воде?
2. Какая разность температур входит в уравнение теплоотдачи и какая в уравнение теплопередачи?
3. Для чего служит ротаметр, как он устроен?
4. Какие замеры надо сделать, чтобы определить среднюю движущую силу процесса теплопередачи в теплообменнике?
5. В чем различие между коэффициентом теплоотдачи и коэффициентом теплопередачи по физическому смыслу?
6. При развитом турбулентном течении жидкости по трубе от чего в большей степени зависит коэффициент теплоотдачи — от скорости жидкости или от диаметра трубы?
7. Для чего служит конденсатоотводчик (конденсационный горшок), как он работает?
8. Из чего складывается полное гидравлическое сопротивление теплообменника «труба в трубе»?
9. Почему необходимо поддерживать постоянным давление греющего пара?
10. Как определить экспериментально общее термическое сопротивление в теплообменнике?
11. Какие две различные величины обозначаются одной и той же буквой λ ?

Дополнительная литература

- Михеев М. А., Михеева И. М. Основы теплопередачи. Изд. 2-е. М., Энергия, 1977. 343 с.
- Романков П. Г., Носков А. А. Сборник расчетных диаграмм по курсу процессов и аппаратов химической технологии. Изд. 2-е. Л., Химия, 1977. 24 с.

Работа 16

ИЗУЧЕНИЕ ПРОЦЕССА ТЕПЛООТДАЧИ В КОЖУХОТРУБНОМ ТЕПЛОБМЕННИКЕ

Введение

Кожухотрубные теплообменники относятся к наиболее распространенным производственным теплообменным аппаратам.

Кожухотрубный теплообменник состоит из пучка трубок, концы которых закреплены в трубных решетках, наружного корпуса и двух крышек (рис. 16-1). Назначение теплообменника — передача теплоты от одного вещества, проходящего по трубному (или межтрубному) пространству теплообменника, к другому веществу, проходящему по межтрубному (или трубному) пространству.

В данной работе изучают передачу теплоты в кожухотрубном теплообменнике при нагревании в нем атмосферного воздуха греющим водяным паром (насыщенным), поступающим по паропроводу из котельной.

Рассмотрим переход теплоты от пара, конденсирующегося в межтрубном пространстве, через стенку трубки к воздуху, проходящему по трубке (рис. 16-2). Давление пара постоянно во вре-

мени и практически одинаково в любом месте межтрубного пространства, следовательно, везде вдоль поверхности трубки будет одинакова и температура конденсирующегося пара T . Температура воздуха вдоль поверхности трубки будет меняться, так как воздух, проходя по трубке, нагревается.

Выделим в некотором месте трубки бесконечно малый кольцевой участок поверхности dF . Пусть в этом месте температура воз-

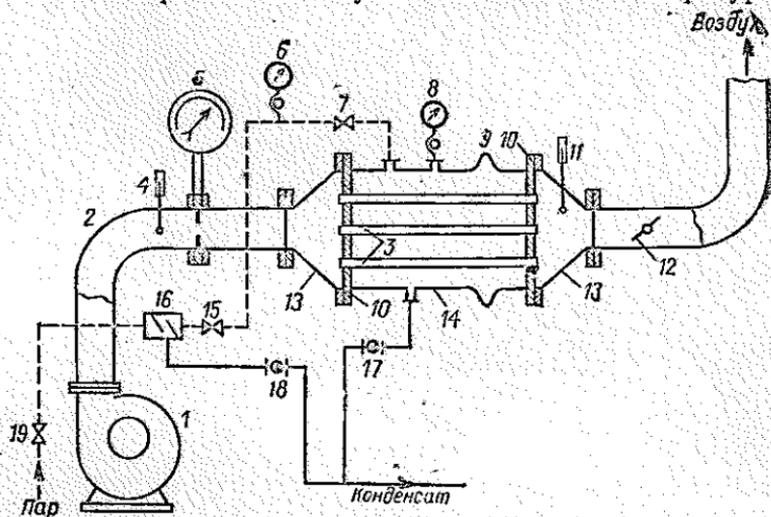


Рис. 16-1. Схема установки:

1—вентилятор; 2—трубопровод; 3—трубки; 4, 11—термометры; 5—расходомер; 6, 8—манометры; 7, 15, 19—вентили; 9—лицевой компенсатор; 10—трубные решетки; 12—заслонка; 13—крышки; 14—корпус; 16—водоотделитель; 17, 18—конденсатоотводчики.

духа внутри трубки будет t . Тогда для установившегося процесса перехода теплоты через участок поверхности dF (м^2) можно написать следующие уравнения:

1. Уравнение теплоотдачи — перехода теплоты от конденсирующегося пара к наружной поверхности трубки:

$$dQ = \frac{T - t_{\text{ст. н}}}{r_{\text{н}}} dF \quad (16-1)$$

2. Уравнение теплопроводности — перехода теплоты через стенку трубки

$$dQ = \frac{t_{\text{ст. н}} - t_{\text{ст. вн}}}{r_{\text{ст}}} dF \quad (16-2)$$

3. Уравнение теплоотдачи — перехода теплоты от внутренней поверхности трубки к воздуху:

$$dQ = \frac{t_{\text{ст. вн}} - t}{r_{\text{в}}} dF \quad (16-3)$$

В этих уравнениях:

dQ — расход теплоты, переходящей от пара к воздуху, Вт;

$t_{ст.н}$ и $t_{ст.вн}$ — температуры наружной и внутренней поверхности стенки трубки на этом участке, °С;

r_n — термическое сопротивление при переходе теплоты от конденсирующегося пара к наружной поверхности трубки, м²·К/Вт;

$r_{ст}$ — то же при переходе теплоты через стенку трубки;

r_v — то же при переходе теплоты от внутренней поверхности трубки к воздуху;

Уравнения (16-1) — (16-3) показывают, что расход теплоты прямо пропорционален движущей силе — разности температур и обратно пропорционален термическому сопротивлению.

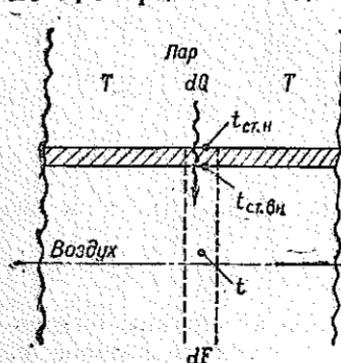


Рис. 16-2. Схема процесса теплопередачи.

Каждое из этих трех однотипных уравнений описывает переход количества теплоты dQ на отдельном отрезке его пути от конденсирующегося пара к воздуху.

Поверхность dF во всех трех уравнениях принята одинаковой, т. е. на рассматриваемом участке стенка трубки считается плоской, что допустимо для тонкостенной трубки, когда толщина стенки мала по сравнению с диаметром.

После преобразований из уравнений (16-1) — (16-3) получаем уравнение, описывающее переход количества теплоты dQ не на отдельном отрезке, а на всем его пути от пара к воздуху

$$dQ = \frac{T - t}{r_n + r_{ст} + r_v} dF = \frac{T - t}{R} dF \quad (16-4)$$

где $R = r_n + r_{ст} + r_v$ — общее термическое сопротивление при переходе теплоты от конденсирующегося пара к воздуху через стенку трубки.

При расчетах вместо термических сопротивлений r_n и r_v пользуются обратными величинами

$$\alpha_n = \frac{1}{r_n} \quad \text{и} \quad \alpha_v = \frac{1}{r_v}$$

которые называются коэффициентами теплоотдачи [Вт/(м²·К)] соответственно для пара и воздуха.

При этом уравнения теплоотдачи (16-1) и (16-3) получают вид:

$$dQ = \alpha_n (T - t_{ст.н}) dF \quad (16-5)$$

$$dQ = \alpha_v (t_{ст.вн} - t) dF \quad (16-6)$$

Величину, обратную общему термическому сопротивлению R

$$K = \frac{1}{R} = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_n} + r_{ст} + \frac{1}{\alpha_v}} \quad (16-7)$$

называют коэффициентом теплопередачи, а преобразованное уравнение (16-4)

$$dQ = K(T - t) dF \quad (16-8)$$

— уравнением теплопередачи. Понятия теплоотдача и теплопередача следует четко различать.

Для всего теплообменника с поверхностью теплопередачи $F \text{ м}^2$, в котором расход передаваемой теплоты составляет $Q \text{ Вт}$, интегрирование уравнения (16-8) приводит к уравнению теплопередачи следующего вида

$$Q = K \Delta t_{\text{ср}} F \quad (16-9)$$

где $\Delta t_{\text{ср}}$ — средняя движущая сила процесса теплопередачи, т. е. средняя разность температур пара и воздуха в теплообменнике, определяемая теоретическим уравнением:

$$\Delta t_{\text{ср}} = \frac{\Delta t_{\text{нач}} - \Delta t_{\text{кон}}}{2,3 \lg \frac{\Delta t_{\text{нач}}}{\Delta t_{\text{кон}}}} \quad (16-10)$$

Здесь $\Delta t_{\text{нач}} = T - t_{\text{нач}}$ — разность температур пара и воздуха на входе воздуха в теплообменник;

$\Delta t_{\text{кон}} = T - t_{\text{кон}}$ — то же на выходе воздуха из теплообменника.

Если отношение $\Delta t_{\text{нач}}/\Delta t_{\text{кон}} \leq 2$, то с достаточной точностью (ошибка менее 5%) расчет $\Delta t_{\text{ср}}$ можно вести по более простой формуле:

$$\Delta t_{\text{ср}} = \frac{\Delta t_{\text{нач}} + \Delta t_{\text{кон}}}{2} \quad (16-11)$$

Расход теплоты Q в уравнении (16-9) легко рассчитать, если известен расход воздуха

$$Q = Gc(t_{\text{кон}} - t_{\text{нач}}) \quad (16-12)$$

где G — массовый расход воздуха, кг/с;

c — средняя теплоемкость воздуха (при постоянном давлении), Дж/(кг·К).

При переходе теплоты от конденсирующегося водяного пара к воздуху коэффициент теплоотдачи для воздуха $\alpha_{\text{в}}$ во много раз меньше коэффициента теплоотдачи для пара $\alpha_{\text{п}}$. Термическое сопротивление стенки латунной трубки теплообменника $r_{\text{ст}}$ также во много раз меньше термического сопротивления $1/\alpha_{\text{в}}$.

Таким образом, $1/\alpha_{\text{п}} + r_{\text{ст}} \ll 1/\alpha_{\text{в}}$ и в знаменателе уравнения (16-7) величиной $(1/\alpha_{\text{п}} + r_{\text{ст}})$ можно пренебречь. Тогда из этого уравнения получаем

$$K = \alpha_{\text{в}} \quad (16-13)$$

Теория процесса теплоотдачи — перехода теплоты от стенки к протекающей среде (или наоборот) — приводит к уравнению, связывающему между собой обобщенные безразмерные переменные, характеризующие процесс, так называемые критерии подобия.

Для развитого турбулентного течения газов по трубам, когда значение критерия $Re \geq 10\,000$ (о критерии Рейнольдса см.

работу 1), это уравнение имеет вид:

$$Nu = C Re^m \quad (16-14)$$

где $Nu = \frac{\alpha d}{\lambda}$ — критерий Нуссельта;

$Re = \frac{w d \rho}{\mu}$ — критерий Рейнольдса;

C и m — безразмерные постоянные, определяемые опытным путем;

α — коэффициент теплоотдачи для газа, Вт/(м²·К);

d — внутренний диаметр трубки, м;

λ — коэффициент теплопроводности газа, Вт/(м·К);

w — скорость газа, м/с;

ρ — плотность газа, кг/м³;

μ — динамический коэффициент вязкости газа, Па·с.

Критерий Рейнольдса можно привести к более удобному для расчетов виду, если подставить в него выражение для скорости газа (м/с) в трубках

$$w = \frac{V}{0,785nd^2} \quad (16-15)$$

и его массового расхода (кг/с)

$$G = V\rho \quad (16-16)$$

после чего получаем

$$Re = \frac{w d \rho}{\mu} = \frac{G}{0,785n d \mu} \quad (16-17)$$

где V — объемный расход газа, проходящего по трубкам теплообменника, м³/с;

n — число трубок.

Цель работы — получение по экспериментальным данным зависимости критерия Нуссельта от критерия Рейнольдса и определение констант C и m в критериальном уравнении (16-14).

Описание установки (рис. 16-1)

Вентилятор 1 по трубопроводу 2 подает воздух в трубки 3 кожухотрубного теплообменника, в котором воздух нагревается, после чего он уходит в вентиляционный канал. Расход воздуха можно изменять поворотной заслонкой 12. В трубопроводе перед теплообменником установлен расходомер 5 — нормальная диафрагма с поплавковым дифференциальным манометром, шкала которого проградуирована в метрах кубических в час. Температуры воздуха, входящего в теплообменник и выходящего из него, измеряют термометрами 4 и 11.

Кожухотрубный теплообменник изготовлен из латунных трубок диаметром 25 × 2,5 мм¹, заключенных в стальной корпус. Число трубок 31, рабочая длина каждой трубки 800 мм. Поверхность теплообмена (суммарная боковая поверхность всех трубок) составляет 1,56 м². В связи с тем, что корпус и трубки теплообменника выполнены из металлов с разными коэффициентами линей-

¹ Первое число означает наружный диаметр трубки, второе — толщину стенки.

ного расширения, корпус теплообменника снабжен линзовым компенсатором 9 для устранения температурных напряжений. Снаружи теплообменник покрыт слоем теплоизоляции.

Греющий пар, поступающий по паропроводу из котельной, проходит через водоотделитель 16, где отделяется конденсат, образовавшийся в паропроводе. Осушенный пар направляется в межтрубное пространство теплообменника и конденсируется там при постоянном давлении, отдавая теплоту воздуху, проходящему по трубам. Давление пара в паропроводе (избыточное) показывает манометр 6. Давление пара в межтрубном пространстве регулируют вентилем 7 и измеряют манометром 8. Конденсат греющего пара из межтрубного пространства и из водоотделителя 16 отводится через конденсатоотводчики (конденсационные горшки) 17 и 18, не пропускающие пар, а пропускающие только конденсат, который возвращается в котельную.

Продувка межтрубного пространства теплообменника (отвод воздуха) производится через байпас (обводную линию) конденсационного горшка.

Методика проведения работы

Ознакомившись с установкой и с инструкцией по работе и получив задание от преподавателя, пускают вентилятор и устанавливают заслонкой 12 максимальный расход воздуха.

Открыв полностью вентили 15 и 19 на паропроводе¹, продувают паром межтрубное пространство теплообменника и конденсационный горшок 17, открывая слегка вентиль 7. При этом необходимо следить, чтобы давление пара в межтрубном пространстве не превышало 0,1 МПа по манометру 8. Затем устанавливают по этому манометру заданное преподавателем давление греющего пара в межтрубном пространстве. В дальнейшем в течение всей работы это давление необходимо поддерживать строго постоянным, так как по его значению определяют по табл. IV (см. Приложение) температуру насыщенного пара T .

Через 5 мин записывают температуры воздуха — показания термометров 4 и 11. После этого, переставив заслонку 12, переходят на следующий меньший расход воздуха. Через 5 мин снова записывают показания термометров и т. д. Таким путем получают данные о температурах воздуха до и после теплообменника для шести расходов воздуха.

Чтобы сохранить развитый турбулентный режим течения воздуха в трубках теплообменника ($Re \geq 10\,000$), наименьший расход воздуха не должен быть ниже $300 \text{ м}^3/\text{ч}$.

Обработка опытных данных и составление отчета

Полученные экспериментальные и расчетные данные записывают в отчетную таблицу. Необходимые для расчетов данные о физических свойствах насыщенного водяного пара и воздуха берут из табл. IV и VII — см. Приложение (там же см. табл. IX).

¹ Вентиль 19 находится в трайшее.

Для определения констант C и m в уравнении (16-14) строят на миллиметровой бумаге график, откладывая по оси абсцисс $\lg Re$, а по оси ординат — $\lg Nu$. Через экспериментальные точки проводят прямую линию, уравнение которой в соответствии с (16-14) будет:

$$\lg Nu = m \lg Re + \lg C \quad (16-18)$$

Далее определяют по этому графику m — угловой коэффициент прямой, после чего, взяв на прямой любую точку, находят для нее $\lg C = \lg Nu - m \lg Re$ и затем — значение C .

Отчет о выполненной работе должен включать: а) задание; б) схему установки со спецификацией; в) отчетную таблицу; г) расчеты всех табличных величин для одного из расходов воздуха; д) график зависимости $\lg Nu$ от $\lg Re$; е) определение значений постоянных m и C .

ОТЧЕТНАЯ ТАБЛИЦА

Давление греющего пара $p_{\text{наб}} = \dots$ кгс/см². Температура пара $T = \dots$ °С.

№ по пор.	Наименование величины	1	2	3	4	5	Примечание
-----------	-----------------------	---	---	---	---	---	------------

Экспериментальные данные

1	Расход воздуха V , м ³ /ч						
2	Температура воздуха до теплообменника $t_{\text{нач}}$, °С						
3	Температура воздуха после теплообменника $t_{\text{кон}}$, °С						

Расчетные данные

4	Массовый расход воздуха G , кг/с						Плотность воздуха ρ при температуре $t_{\text{нач}}$
5	Скорость воздуха в трубках w , м/с						
6	Начальная разность температур $\Delta t_{\text{нач}}$, К						См. работу 15 (стр. 125)
7	Конечная разность температур $\Delta t_{\text{кон}}$, К						
8	Средняя разность температур $\Delta t_{\text{ср}}$, К						
9	Средняя температура воздуха в теплообменнике $t_{\text{ср}}$, °С						Теплоемкость воздуха при температуре $t_{\text{ср}}$
10	Расход теплоты на нагрев воздуха Q , Вт						Коэффициент теплопроводности воздуха λ при $t_{\text{ср}}$ Вязкость воздуха μ при $t_{\text{ср}}$
11	Коэффициент теплопередачи K , Вт/(м ² ·К)						
12	Критерий Нуссельта Nu						
13	Критерий Рейнольдса Re						
14	$\lg Nu$						
15	$\lg Re$						

Контрольные вопросы к работе 16

1. Из каких основных частей состоит кожухотрубный теплообменник?
2. Чем отличается по физическому смыслу коэффициент теплопередачи от коэффициента теплоотдачи?
3. Может ли в каком-либо теплообменнике коэффициент теплопередачи быть больше любого из коэффициентов теплоотдачи?
4. Для чего служит линзовый компенсатор?
5. При развитом турбулентном течении воздуха по трубе ($m = 0,8$) как зависит коэффициент теплоотдачи от диаметра трубы?
6. Для чего служит диафрагма с поплавковым дифманометром? Как устроен поплавок дифманометр?
7. Разность каких температур входит в уравнение теплоотдачи и каких — в уравнение теплопередачи?
8. Каково назначение конденсационного горшка, как он работает?
9. На каком основании в данной работе коэффициент теплоотдачи для воздуха приравнивается коэффициенту теплопередачи?
10. Как определяют температуру конденсации греющего пара?

Дополнительная литература

- Михеев М. А., Михеева И. М. Основы теплопередачи. Изд. 2-е. М., Энергия, 1977. 343 с.
- Романков П. Г., Носков А. А. Сборник расчетных диаграмм по курсу процессов и аппаратов химической технологии. Изд. 2-е. Л., Химия, 1977. 24 с.

Работа 17

ИСПЫТАНИЕ ДВУХКОРПУСНОЙ ВЫПАРНОЙ УСТАНОВКИ

Введение

Выпариванием называют процесс повышения концентрации растворов нелетучих веществ в жидких растворителях, заключающийся в удалении растворителя путем испарения его при кипении.

Процесс выпаривания характеризуется тем, что вещества, находящиеся в растворе, практически нелетучи и при кипении раствора в пар переходит только чистый растворитель. В промышленности в большинстве случаев выпаривают водные растворы различных веществ, т. е. удаляют водяной пар.

Большей частью из раствора удаляют лишь часть растворителя, так как в выпарных аппаратах обычных конструкций упаренный раствор должен оставаться в жидком состоянии. Полное удаление растворителя в таких аппаратах возможно только в тех случаях, когда растворенное вещество либо является жидким (например, выпаривание растворов глицерина), либо при температуре процесса находится в расплавленном состоянии (например, выпаривание растворов нитрата аммония или едкого натра).

Выпаривание ведут как под атмосферным, так и под повышенным или пониженным давлением. В первом случае образующийся вторичный (соковый) пар выводится в атмосферу. При

выпаривании под пониженным давлением вакуум в аппарате создают за счет конденсации вторичного пара в конденсаторе. Не конденсирующиеся газы удаляют из конденсатора вакуум-насосом. Вакуум-выпарка позволяет понизить температуру кипения раствора, а также увеличить разность температур между греющим агентом и кипящим раствором, что дает возможность уменьшить поверхность теплообмена.

При выпаривании под повышенным давлением образующийся вторичный пар может быть использован в качестве греющего агента, для отопления или других технологических нужд.

В промышленности широко применяют как однокорпусные, так и многокорпусные выпарные установки. Многокорпусные выпарные установки состоят из нескольких (до четырех) соединенных друг с другом аппаратов (корпусов). Прямоточные установки работают под давлением, понижающимся от первого корпуса к последнему. В таких установках вторичный пар, образующийся в каждом предыдущем корпусе, используют для обогрева последующего корпуса. Свежим паром обогревают только первый корпус. Вторичный пар из последнего корпуса направляют в конденсатор (если этот корпус работает под разрежением) или используют вне установки (если последний корпус работает под повышенным давлением). В многокорпусных установках осуществляется многократное использование одного и того же количества теплоты (теплоты, отдаваемой греющим паром в первом корпусе), что позволяет значительно уменьшить количество потребляемого свежего пара, т. е. повысить технико-экономические показатели установки.

Для обогрева выпарных аппаратов чаще всего применяют водяной пар, но могут быть использованы топочные газы и высокотемпературные теплоносители (дифенильная смесь, перегретая вода, масло), а также электрический обогрев.

Цель работы — изучение двухкорпусной выпарной установки непрерывного действия, определение количества выпариваемой воды, коэффициентов теплопередачи по корпусам, а также удельного расхода греющего пара.

Описание установки (рис. 17-1)

Установка состоит из двух выпарных аппаратов — корпусов, барометрического конденсатора, вспомогательного оборудования и контрольно-измерительных приборов. В каждом выпарном аппарате следует различать две основные части:

- 1) греющую камеру, в которой происходит кипение раствора;
- 2) сепаратор, в котором вторичный пар отделяется от раствора.

Корпус I — выпарной аппарат с внутренней греющей камерой и центральной циркуляционной трубой (естественная циркуляция раствора) — работает под избыточным давлением около 20 кПа (0,2 кгс/см²).

Корпус II — выпарной аппарат с выносной греющей камерой и наружной циркуляционной трубой (тоже с естественной цирку-

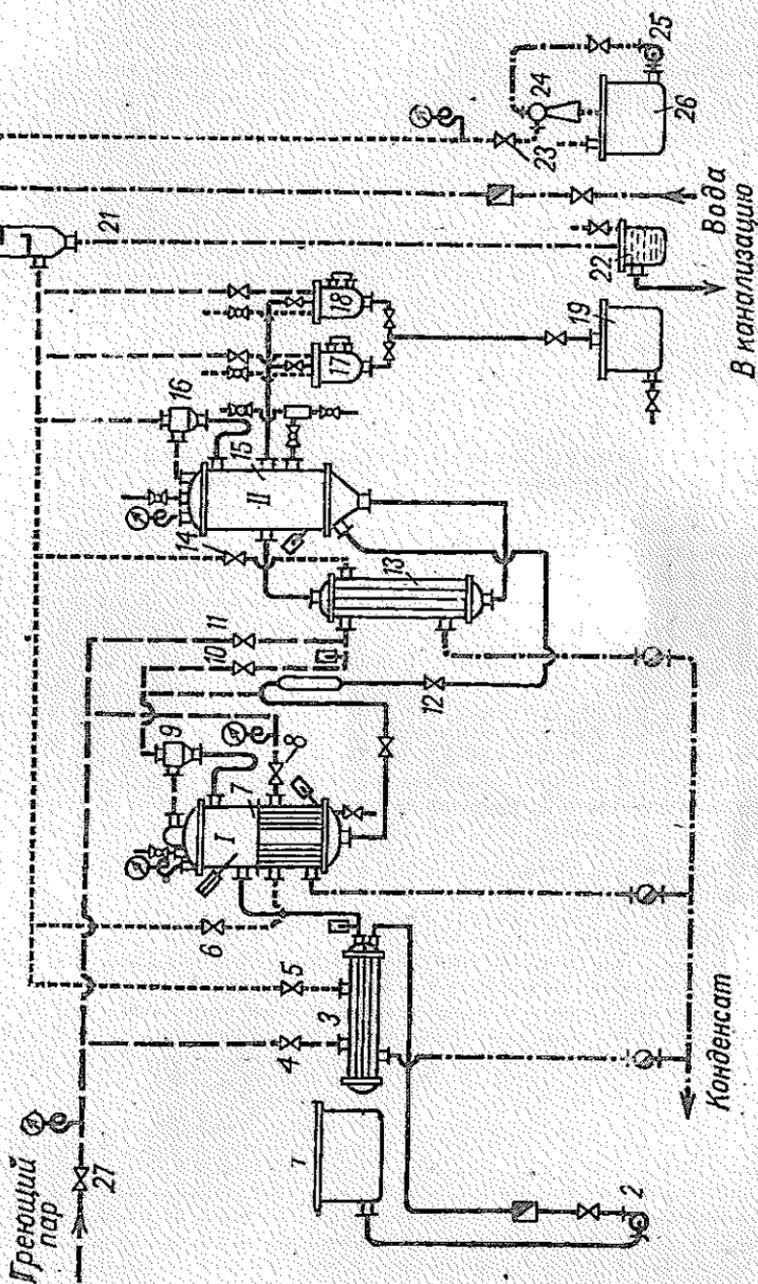


Рис. 17-1. Схема установки:

1, 25 — насос; 2, 25 — петриобрабатывающие насосы; 3 — теплообменник; 4—6, 8, 16—12, 14, 23, 27 — пентил; 7 — корпус; 9, 16 — брызгоуловитель; 13 — греющий камера корпуса; 17, 18 — сепаратор корпуса; 11, 17, 18 — вакуум-сборники; 19 — сорник; 20 — барометрический конденсатор; 21 — барометрическая труба; 22 — барометрический ящик; 24 — насос-эжектор.

лящей раствора) — работает под остаточным давлением около 20 кПа (вакуум до 600 мм рт. ст.).

Поверхность теплообмена в каждом корпусе равна 1 м².

На установке выпаривают разбавленные растворы карбоната натрия [от 3 до 10% (масс.)], так как в этом случае исключается возможность выделения солей при охлаждении упаренного раствора после второго корпуса. Одновременно упрощается составление теплового баланса, поскольку оказывается возможным пренебречь теплотой дегидратации.

Разбавленный водный раствор NaCO₃ из бака 1 подают центробежным насосом 2 через двухходовой теплообменник 3 в корпус I.

Обогрев теплообменника и корпуса I осуществляют свежим паром постоянного избыточного давления от 110 до 120 кПа (от 1,1 до 1,2 кгс/см²). Вторичный пар из корпуса I проходит брызгоуловитель 9 и поступает в греющую камеру 13 корпуса II.

Раствор, упаренный в корпусе I, под действием разности давлений по трубе с разорванным сифоном перетекает в сепаратор 15 корпуса II, где выпаривается до конечной концентрации. Концентрированный раствор отводится в вакуум-сборники 17 или 18, работающие попеременно.

Опорожнение вакуум-сборников производят периодически (по мере их заполнения) в сборник концентрированного раствора 19. Вторичный пар из корпуса II проходит брызгоуловитель 16 и поступает в барометрический конденсатор смешения 20. Охлаждающую воду в барометрический конденсатор подают из городской водопроводной сети. Смесь воды и конденсата удаляется из конденсатора самотеком через барометрическую трубу 21 в барометрический ящик 22, а затем в канализацию. Воздух из барометрического конденсатора отсасывают водоструйным насосом-эжектором 24. Воду в эжектор подают центробежным насосом 25 из бака 26.

В барометрическом конденсаторе пар и вода движутся в противоположных направлениях (пар — снизу, вода — сверху). Для увеличения поверхности контакта фаз конденсатор снабжен четырьмя переливными полками. Расход разбавленного раствора и воды на барометрический конденсатор устанавливают по ротаметрам. Концентрацию разбавленного и упаренных растворов в корпусах I и II определяют ареометром при 20 °С. Давление измеряют манометрами и вакуумметрами. Измерение температуры в аппаратах производят ртутными термометрами, а температуры наружной поверхности аппаратов — термометрами, закрепленными на поверхности слоя изоляции.

Методика проведения работы

1. Перед началом работы необходимо:

1. Закрывать все воздушные краны и вентили на линии вакуума, паровой линии и линии раствора.

2. Проверить наличие разбавленного раствора в баке 1.

3. Проверить наличие раствора в корпусах I и II.

4. Проверить наличие воды в баке 26.

5. Проверить, опорожнены ли вакуум-сборники 17 и 18 и сборник концентрированного раствора 19.

II. При пуске установки сначала надо подготовить к работе корпус II, для чего следует:

1. Закрыть вентиль 10 на линии вторичного пара (между корпусами I и II).

2. Открыть вентиль 27 на линии свежего пара (из котельной) и установить избыточное давление в паропроводе 0,2 ... 0,3 МПа (2 или 3 кгс/см²).

3. Продуть через конденсационный горшок и воздушную линию межтрубное пространство греющей камеры 13 корпуса II (для этого открыть вентиль 11 на линии свежего пара и вентиль 14 на воздушной линии. После продувки закрыть вентиль 14).

4. Подогреть раствор в корпусе II до 72—76 °С свежим паром, а затем закрыть вентиль 11.

III. При достижении требуемой температуры в корпусе II надо подготовить к работе корпус I, для чего следует:

1. Продуть межтрубное пространство греющей камеры корпуса I (для этого открыть вентиль 8 на линии свежего пара и вентиль 6 на воздушной линии. После продувки закрыть вентиль 6).

2. Подогреть раствор в корпусе I до температуры кипения и установить постоянное избыточное давление около 20 кПа (0,2 кгс/см²) в паровом пространстве (сепараторе) регулирующим вентиляем 8¹.

IV. После того как раствор в корпусе I закипит, следует:

1. Открыть вентиль 10 на линии вторичного пара и начать подачу разбавленного раствора в корпус I (для этого включить центробежный насос 2 и по ротаметру установить заданный расход 30 ... 40 см³/с).

Температура разбавленного раствора после теплообменника 3 должна быть постоянной (примерно 50 °С).

2. Пустить охлаждающую воду из городской водопроводной сети в барометрический конденсатор 20, установив заданный расход воды по ротаметру. Во время работы установки температура воды, выходящей из барометрического конденсатора, не должна превышать 30 °С.

3. Из бака 26 центробежным насосом 25 подать воду в эжектор 24 и открыть вентиль 23 на линии вакуума.

V. После того как уровень раствора, кипящего в корпусе I, приблизится к верхней отметке, следует:

¹ Иногда, в целях сокращения времени вывода установки на стационарный режим, операции, указанные в пунктах I, II и III, выполняет дежурный механик заблаговременно.

1. Начать подачу раствора из корпуса I в корпус II, для чего немного открыть регулирующий вентиль 12 на линии раствор между корпусами с таким расчетом, чтобы уровень раствора смотровом фонаре находился между красными отметками.

2. Подключить к корпусу II один из вакуум-сборников I или 18.

Пусть, таким образом, всю установку, дать ей работать 30—40 мин, обязательно при непрерывной подаче раствора из корпуса I в II. Когда установится постоянный режим работы установки приступить к замерам. Необходимые измерения следует производить через каждые 10—15 мин в течение 40—60 мин. Результат наблюдений свести в отчетную таблицу. Для расчетов использовать средние значения измеренных величин.

Обработка опытных данных и составление отчета

I. Количество воды, выпариваемое в корпусе I в единицу времени (кг/с)

$$W_I = G_{нI} (x_{кI} - x_{нI}) / x_{кI} \quad (17-1)$$

где $G_{нI}$ — количество исходного (разбавленного) раствора в единицу времени, кг/с;

$x_{нI}$ и $x_{кI}$ — концентрация сухого вещества в разбавленном и концентрированном растворах, % (масс.).

Количество воды, выпариваемое в корпусе II в единицу времени (кг/с)

$$W_{II} = G_{нII} (x_{кII} - x_{нII}) / x_{кII} \quad (17-1a)$$

где $G_{нII}$ — количество раствора, поступающее в единицу времени из корпуса I в корпус II, кг/с;

$x_{нII}$ и $x_{кII}$ — начальная и конечная концентрации раствора в корпусе II, % (масс.).

Проверка расчетов:

$$W_{\Sigma} = W_I + W_{II} = G_{нI} (x_{кII} - x_{нI}) / x_{кII}$$

II. Расход теплоты (Вт) на выпаривание в корпусе I:

$$Q_I = Q_{\text{подогр}} + Q_{\text{исп}} + Q_{\text{пот}} \quad (17-2)$$

Расход теплоты на подогрев

$$Q_{\text{подогр}} = G_{нI} c_{II} (t_{\text{кип}} - t_{\text{нач}}) \quad (17-3)$$

где c_{II} — теплоемкость разбавленного раствора, Дж/(кг·К);

$t_{\text{кип}}$ — температура кипения раствора в корпусе I, °С;

$t_{\text{нач}}$ — температура, при которой разбавленный раствор поступает в выпарной аппарат из подогревателя, °С.

Теплоемкость водных растворов при концентрации x ниже 20% может быть вычислена по формуле:

$$c = \left(1 - \frac{x}{100}\right) 4,19 \cdot 10^3 \quad (17-4)$$

Расход теплоты на испарение

$$Q_{\text{исп}I} = W_I (i''_{\text{вт}I} - i'_{\text{вт}I}) \quad (17-5)$$

где $i''_{\text{вт}I}$ — энтальпия вторичного пара при давлении в сепараторе корпуса I^1 , Дж/кг;

$i'_{\text{вт}I}$ — энтальпия воды при $t_{\text{кип}I}$, Дж/кг.

Потери теплоты в окружающую среду:

$$Q_{\text{пот}I} = \alpha_I F_{\text{н}I} (t_{\text{ст}I} - t_{\text{возд}}) \quad (17-6)$$

где α_I — коэффициент теплоотдачи от стенки аппарата к воздуху, Вт/(м²·К);

$F_{\text{н}I}$ — наружная поверхность выпарного аппарата (без греющей камеры), м²;

$t_{\text{ст}I}$ — температура наружной стенки аппарата, °С;

$t_{\text{возд}}$ — температура воздуха в помещении, °С.

При вычислении потерь теплоты в окружающую среду² суммарный коэффициент теплоотдачи конвекцией и излучением от стенки аппарата к воздуху вычисляют по формуле

$$\alpha_I = 9,74 + 0,07 \Delta t_I \quad (17-7)$$

где Δt_I — разность температур поверхности стенки аппарата и окружающего воздуха, °С.

Расход теплоты (Вт) на выпаривание в корпусе II

$$Q_{II} = -Q_{\text{самоисп}} + Q_{\text{исп}II} + Q_{\text{пот}II} \quad (17-8)$$

Расход теплоты на самоиспарение

$$Q_{\text{самоисп}} = G_{\text{н}II} c_{\text{н}II} (t_{\text{кип}I} - t_{\text{кип}II}) \quad (17-9)$$

где $G_{\text{н}II}$ — количество раствора, поступающее в единицу времени в корпус II из корпуса I , кг/с;

$c_{\text{н}II}$ — теплоемкость раствора, упаренного в корпусе I , Дж/(кг·К);

$t_{\text{кип}I}$ и $t_{\text{кип}II}$ — температура кипения раствора в корпусе I и II , °С.

Расход теплоты на испарение

$$Q_{\text{исп}II} = W_{II} (i''_{\text{вт}II} - i'_{\text{вт}II}) \quad (17-10)$$

¹ Находят по табл. IV Приложения.

² Потери теплоты для изолированной и неизолированной частей поверхности аппарата, строго говоря, надо находить отдельно. Поскольку на лабораторной установке неизолированная поверхность составляет относительно небольшую долю, то ошибкой, связанной с различием температур изолированной и неизолированной поверхностей, можно пренебречь.

где $i''_{вт II}$ — энтальпия вторичного пара при давлении в сепараторе корпуса II, Дж/кг;

$i'_{в II}$ — энтальпия воды при $t_{кп II}$, Дж/кг.

Потери теплоты в окружающую среду:

$$Q_{пот II} = \alpha_{II} F_{II} (t_{ст II} - t_{возд}) \quad (17-11)$$

III. Коэффициенты теплопередачи K (Вт/(м²·К)) определяют из основного уравнения теплопередачи

$$Q = KF \Delta t_{ср} \quad (17-12)$$

где F — поверхность теплообмена, м²;

$\Delta t_{ср}$ — разность температур конденсации греющего пара и кипения раствора, °С.

Коэффициенты теплопередачи по корпусам

$$K_I = \frac{Q_I}{F_I \Delta t_{ср I}} \quad (17-13а)$$

$$K_{II} = \frac{Q_{II}}{F_{II} \Delta t_{ср II}} \quad (17-13б)$$

IV. Расход греющего пара (кг/с)¹

$$G_{г. п} = \frac{Q_I}{r \chi} \quad (17-14а)$$

где r — теплота конденсации греющего пара, Дж/кг;

χ — паросодержание (степень сухости) греющего пара².

Расход греющего пара на 1 кг выпаренной воды определяют по формуле:

$$d = \frac{G_{г. п}}{W_{\Sigma}} \quad (17-14б)$$

В отчет о выполненной работе должны быть включены: а) задание; б) схема установки со спецификацией; в) таблица измеренных величин; г) последовательный расчет искомых величин.

Задание должно содержать:

- Расход исходной смеси, см³/с
- Расход воды на барометрический конденсатор, см³/с
- Давление в корпусе I, кгс/см²
- Температура исходного раствора (после теплообменника) $t_{нач}$, °С

¹ Отметим, что при таком методе расчета расход греющего пара будет определен с некоторой (до 3%) недостаточей, так как Q_I не включает теплоту, которую свежий пар теряет в окружающее пространство через наружные стенки греющей камеры.

² Принимаем влажность пара 5%.

ОТЧЕТНАЯ ТАБЛИЦА

№ по пор.	Наименование величины	Отсчет					Среднее значение величины
		1	2	3	4	5	
		время измерения					
1	Температура раствора после подогревателя $t_{нач}$, °С						
2	Температура греющего пара ¹ $t_{г. п.}$, °С						
3	Корпус I: избыточное давление в корпусе P_1 , кгс/см ²						
4	температура кипения раствора $t_{кип I}$, °С						
5	температура вторичного пара $t_{вт.}$, °С						
6	температура наружной поверхности стенки (изолированной) $t_{ст I}$, °С						
7	Корпус II: вакуум в корпусе P_{II} , мм рт. ст.						
8	температура кипения раствора $t_{кип II}$, °С						
9	температура наружной поверхности стенки (изолированной) $t_{ст II}$, °С						
10	Концентрация соли, % (масс.): в разбавленном растворе x_{II}						
11	в растворе в корпусе I $x_{к I}$						
12	в растворе в корпусе II $x_{к II}$						

¹ В производственных условиях температуру насыщенного водяного пара обычно определяют по давлению.

Контрольные вопросы к работе 17

1. В чем состоит процесс выпаривания?
2. Что является движущей силой процесса выпаривания?
3. Чем отличается процесс выпаривания под атмосферным давлением и под вакуумом?
4. В чем суть и основное преимущество многокорпусного выпаривания?
5. Назначение барометрического конденсатора. Почему барометрический конденсатор расположен значительно выше выпарных аппаратов?
6. Для чего служит водоструйный вакуум-насос (эжектор)?
7. Что является причиной естественной циркуляции раствора? В каком из корпусов нашей установки она интенсивнее?
8. Какие слагаемые входят в уравнение теплового баланса выпарного аппарата? Какое из этих слагаемых имеет наибольшую, а какое наименьшее значение?
9. Что такое самоиспарение? При каких условиях возможно это явление? Когда и как надо учитывать самоиспарение при расчетах?
10. Из каких двух основных частей состоит каждый выпарной аппарат?
11. Как обеспечить непрерывный отвод концентрированного раствора, если выпарной аппарат работает под вакуумом?
12. Как отобрать на анализ пробу раствора из корпуса II лабораторной выпарной установки?

Дополнительная литература

- Колач Т. А., Радун Д. В. Выпарные станции. М., Машгиз, 1963. 400 с.
Чернобыльский И. И. Выпарные установки. Киев, Изд. Киевского ун-та, 1960. 262 с.

Работа 18

ИЗУЧЕНИЕ ПРОЦЕССА РЕКТИФИКАЦИИ И ЕГО МОДЕЛИРОВАНИЕ НА ЭЛЕКТРОННО-ВЫЧИСЛИТЕЛЬНОЙ МАШИНЕ (ЭВМ)¹

Введение

В химической, нефтеперерабатывающей, пищевой и других отраслях промышленности для разделения жидких смесей на технически чистые продукты широко применяют *ректификацию*. Этот процесс основан на различной летучести составляющих смесь компонентов, т. е. на различии в температурах кипения компонентов при одинаковом давлении. Процесс ректификации осуществляют в противоточных аппаратах, называемых ректификационными колоннами. Наибольшее распространение в промышленности получили тарельчатые ректификационные колонны с колпачковыми, ситчатыми и провальными тарелками.

Через ректификационную колонну противотоком — навстречу друг другу — проходят неравновесные по составу потоки пара и жидкости. Поток пара идет в колонне снизу вверх, жидкость стекает сверху вниз. На каждой тарелке колонны пар и жидкость вступают в контакт. Вследствие отсутствия равновесия между жидкостью и паром на тарелке возникает между ними процесс

¹ Составлено при консультации проф. И. Н. Таганова.

массообмена (обмена компонентами), в результате которого составы пара и жидкости изменяются, приближаясь к равновесным. Пар становится богаче более летучим (низкокипящим) компонентом, а жидкость — менее летучим (высококипящим).

В тарельчатых ректификационных колоннах контакт и массообмен между паром и жидкостью осуществляются во время барботаж — прохождения пузырьков и струек пара через слой жидкости на тарелке. На колпачковых тарелках барбтаж происходит по периметру колпачков, края которых имеют зубцы или

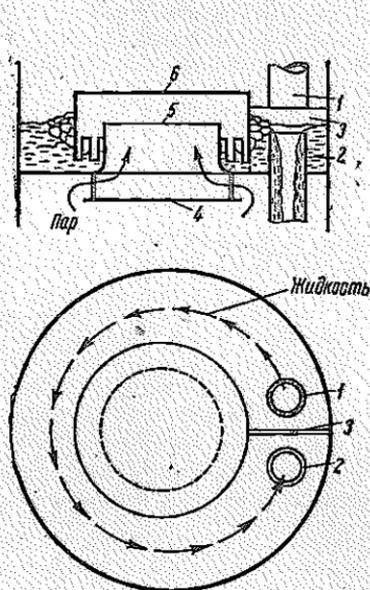
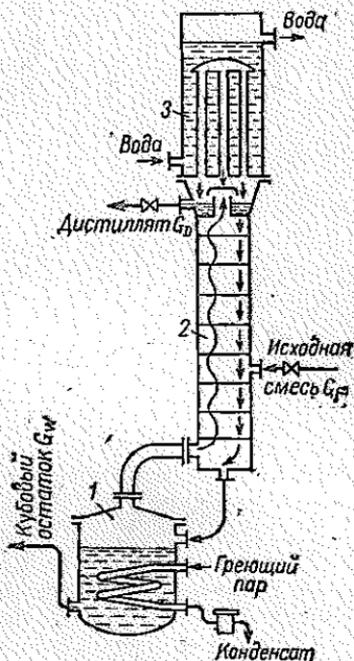


Рис. 18-1. Одноколпачковая тарелка:

1, 2 — переточные трубы; 3 — перегородка; 4 — отбойник; 5 — патрубок для пара; 6 — колпачок.

Рис. 18-2. Схема ректификационной колонны:

1 — куб-испаритель; 2 — колонна; 3 — дефлегматор.



прорези для раздробления потока пара на отдельные мелкие паровые струйки.

На рис. 18-1 показана одноколпачковая тарелка лабораторной колонны для разделения бинарной смеси этиловый спирт — вода.

В результате происходящего на тарелках обмена компонентами поток пара, поднимаясь вверх по колонне, все более обогащается спиртом, а поток жидкости, стекая по тарелкам вниз, все более им обедняется.

Пар, поступающий в ректификационную колонну под ее нижнюю тарелку (рис. 18-2), имеет малую концентрацию спирта. Этот

пар идет в колонну из куба-испарителя, где он образуется при кипении бедной спиртом жидкости, стекающей в куб-испарителе с нижней тарелки колонны.

С верхней тарелки колонны пар с высокой концентрацией спирта уходит в расположенный над колонной конденсатор (дефлегматор), в котором он полностью конденсируется. Часть образовавшегося конденсата — жидкости с высокой концентрацией спирта — поступает на верхнюю тарелку колонны и далее стекает по тарелкам вниз. Эту жидкость называют флегмой. Остальную жидкость из дефлегматора отбирают в качестве верхнего продукта разделения — дистиллята G_D .

На одну из тарелок в средней части колонны непрерывно подают на разделение исходную бинарную смесь (питание) G_F , а из куба-испарителя отбирают часть поступающей в него бедной спиртом жидкости в качестве нижнего продукта разделения — кубового остатка G_W . Таким образом, в ректификационной колонне осуществляется непрерывный процесс разделения подаваемой в колонну исходной смеси G_F на дистиллят G_D с высоким содержанием спирта и кубовый остаток G_W с малой его концентрацией. Концентрации получаемых продуктов разделения зависят от числа тарелок в колонне и от режима ее работы.

Для того чтобы в кубе-испарителе происходило непрерывное кипение жидкости, его обогревают греющим паром, конденсирующимся в змеевике¹, а дефлегматор, в котором конденсируется пар с большим содержанием спирта, охлаждают водой.

Ректификационная установка связана с электронной вычислительной машиной УМ-1Н-ХМ, находящейся в другом помещении.

На промышленных предприятиях задачей ЭВМ, связанных с ректификационными колоннами, является управление их работой. При возможных в производственных условиях нарушениях режима работы колонны (например, при изменении состава или расхода питания, при необходимости изменения состава продуктов ректификации и др.) ЭВМ очень быстро (за доли секунды) производит все необходимые расчеты и дает команду соответствующим автоматическим устройствам осуществить те или иные действия, как-то: изменить расход флегмы, подать питание на другую тарелку, изменить подачу греющего пара и т. д. Такая автоматизированная система управления технологическим процессом (АСУТП) сложна и требует оснащения ректификационной установки многими контрольно-измерительными и регулирующими приборами.

В данной лабораторной установке ЭВМ используется для работы только в информационном режиме и в режиме «помощника оператора».

¹ В промышленные колонны для ректификации смеси этиловый спирт — вода подают обычно острый пар.

При работе в информационном режиме ЭВМ осуществляет сбор, преобразование и регистрацию информации о течении процесса ректификации в колонне. Для этого на каждой из 8 тарелок лабораторной ректификационной колонны в жидкость, находящуюся на тарелке, погружен датчик, представляющий собой полупроводниковый термометр сопротивления с резко выраженной зависимостью сопротивления от температуры. Так как электрические сигналы, поступающие от датчиков, очень слабы, то перед вводом в ЭВМ их необходимо усилить, для чего служит специальный «Блок усиления», который обеспечивает ввод в ЭВМ значений температур в виде напряжений постоянного тока в пределах от -5 до 5 В с визуальным контролем этих напряжений на пульте. Измерение температур жидкости на тарелках производится с ошибкой не более $\pm 0,2^\circ\text{C}$.

ЭВМ, получив соответствующие сигналы от «Блока усиления», рассчитывает по имеющейся зависимости температура — состав значения концентраций спирта на каждой тарелке колонны, т. е. дает информацию о полях температур и концентраций в колонне. Работа ЭВМ в информационном режиме может существенно облегчить проведение экспериментальных исследований, так как дает практически мгновенную информацию о протекании процесса ректификации в колонне при изменении того или иного параметра ее работы.

При работе в режиме «помощника оператора» ЭВМ по заданной математической модели процесса ректификации производит расчет поля концентраций в колонне и составов дистиллята и кубового остатка, если известны расходы исходной смеси, флегмы, дистиллята и состав питания. При необходимости перейти на другие условия разделения это помогает оператору быстро установить основные характеристики нового режима работы.

Математическая модель процесса ректификации представляет собой систему уравнений, описывающих этот процесс, и включает следующие зависимости:

1) Общее уравнение материального баланса колонны по легколетучему компоненту (спирту):

$$G_F x_F = G_D x_D + G_W x_W \quad (18-1)$$

Обозначения см. рис. 18-3.

2) Уравнение материального баланса куба колонны

$$G_L^n x_1 = G_W x_W + G_V y^*(x_W) \quad (18-2)$$

где $y^*(x_W)$ — концентрация пара, равновесного с кипящей в кубе жидкостью.

3) Уравнение материального баланса тарелок нижней (исчерпывающей) и верхней (укрепляющей) частей колонны:

$$G_L(x_{i+1} - x_i) = G_V(y_i - y_{i-1}) \quad (18-3)$$

4) Уравнение материального баланса тарелки питания:

$$G_V y_{f-1} + G_L^B x_{f+1} + G_F x_F = G_V y_f + (G_L^B + G_F) x_f \quad (18-4)$$

5) Соотношение для расчета состава дистиллята

$$x_{N+1} = x_D \quad (18-5)$$

отражающее тот факт, что пар, уходящий с верхней тарелки, полностью конденсируется в дефлегматоре — конденсаторе,

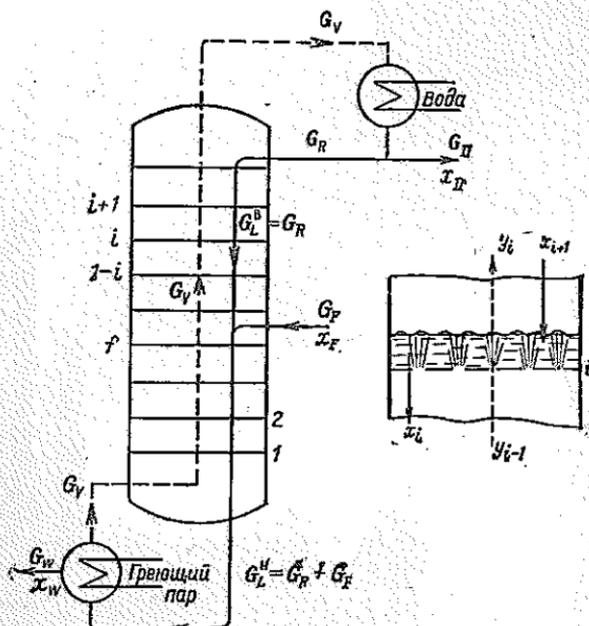


Рис. 18-3. Схема потоков пара и жидкости в ректификационной колонне:

i — номер тарелки; f — номер тарелки, на которую подается исходная смесь; G_V — расход пара; G_L^B и G_L^H — расходы жидкости в верхней и нижней частях колонны; x — мольная доля спирта в жидкости; y — мольная доля спирта в паре.

Здесь N — число тарелок в колонне (номер верхней тарелки).

6) Уравнение для расчета состава пара y_i , уходящего с любой из тарелок

$$\frac{y_i - y_{i-1}}{y_i^* - y_{i-1}} = \eta \quad (18-6)$$

где η — так называемый коэффициент полезного действия тарелки.

7) Уравнение для расчета состава пара, равновесного с жидкостью:

$$y_i^* = y^*(x_i) \quad (18-7)$$

8) Зависимость коэффициента полезного действия тарелки от состава и расхода жидкости и пара:

$$\eta = \eta(x_i; G_L; G_V) \quad (18-8)$$

Алгоритм (последовательность логических и математических операций), используемый в этой работе при решении системы уравнений (18-1) — (18-8), предусматривает потарелочный расчет концентраций спирта в жидкости и паре, а также концентраций кубового остатка и дистиллята. Этот расчет проводится методом последовательных приближений, так как в начале расчета неизвестны составы кубового остатка и дистиллята. Работа ЭВМ по

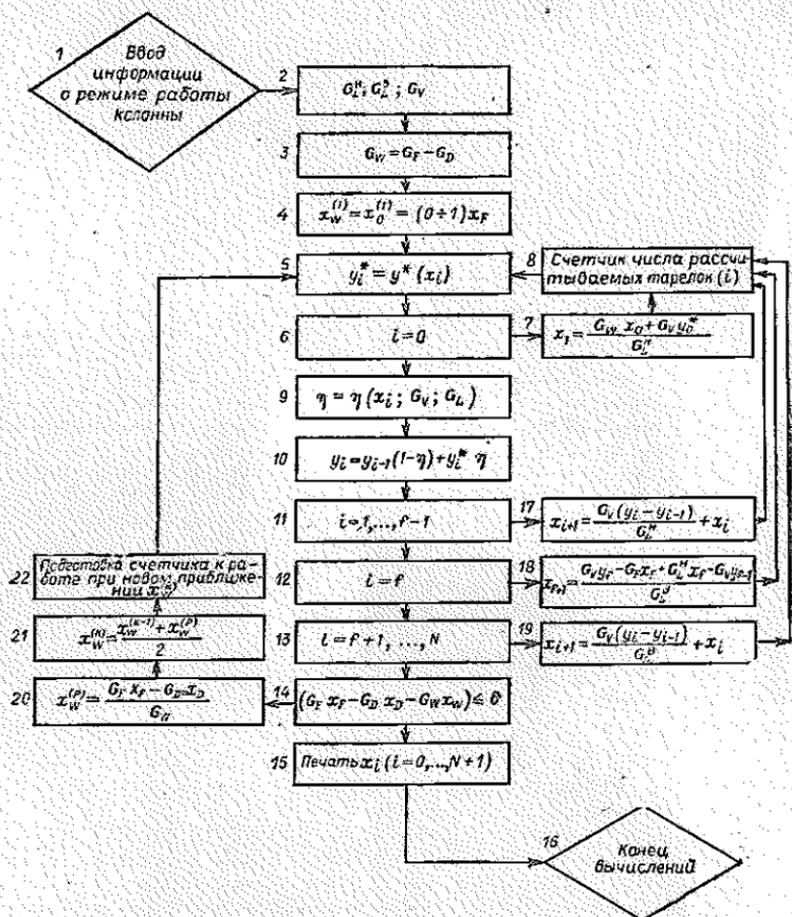


Рис. 18-4. Блок-схема расчета процесса ректификации.

такому алгоритму представлена на блок-схеме (рис. 18-4). При некотором, принятом произвольно, значении концентрации спирта в кубе $x^{(1)}$ (оператор 4) проводят расчет всей колонны до получения концентрации спирта в дистилляте (операторы от 8 до 19). После этого рассчитывают материальный баланс колонны и проверяют сходимость этого баланса (оператор 14); если расчет материального баланса [уравнение (18-1)] не удовлетворяет заданной

точности, то всю процедуру расчета повторяют при новом значении концентрации кубового остатка $x^{(k)}$ (операторы от 20 до 22).

Для получения надежных результатов математическая модель, запрограммированная в машине, должна быть адекватна реальному процессу, т. е. должна достаточно точно описывать этот процесс. Проверка адекватности математической модели процесса ректификации является одной из задач данной работы.

Цель работы. I. Изучение процесса ректификации в колонне непрерывного действия, определение числа ступеней изменения концентрации и среднего к. п. д. тарелок.

II. Ознакомление с математическим моделированием процесса ректификации на ЭВМ, проверка адекватности математической модели.

Описание установки (рис. 18-5)

Исходная смесь (этиловый спирт — вода) хранится в одном из отсеков сборника-хранилища 1. Его второй отсек служит сборни-

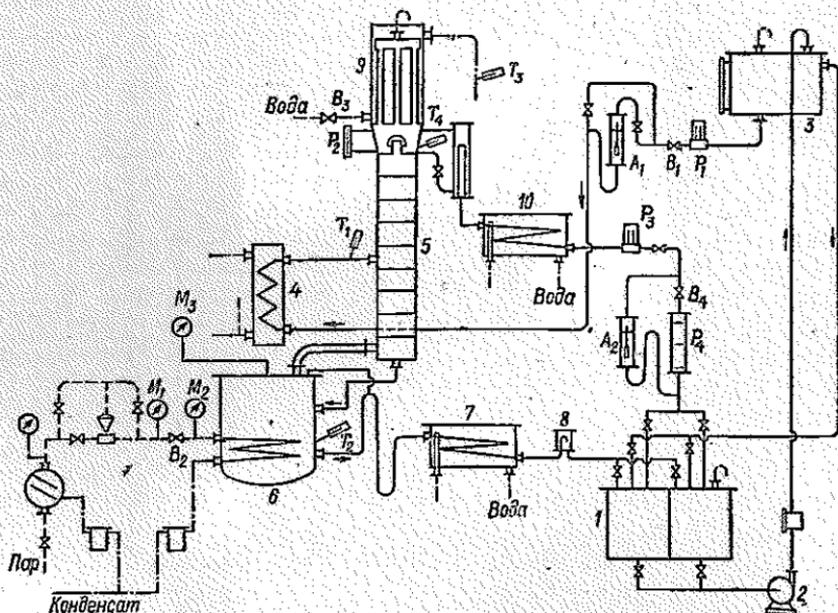


Рис. 18-5. Схема установки:

1 — сборник-хранилище; 2 — насос; 3 — напорный бак; 4 — подогреватель; 5 — ректификационная колонна; 6 — куб-испаритель; 7, 10 — холодильники; 8 — смотровой фонарь; 9 — дефлегматор.

ком дистиллята и кубовой жидкости, получаемых в ходе работы. Вместимость каждого отсека достаточна для проведения одного испытания установки. Отсеки работают попеременно. Исходная смесь подается насосом 2 через фильтр в напорный бак 3. Он имеет запорную трубу, не допускающую переполнения бака.

При включенном насосе запалочная труба обеспечивает постоянный уровень жидкости в баке 3 и, следовательно, равномерную подачу исходной смеси в колонну.

Из напорного бака 3 исходная смесь поступает самотеком через расходомер P_1 , регулирующий вентиль B_1 , ареометр-спиртомер A_1 и подогреватель 4 в ректификационную колонну 5. Расходомер P_1 представляет собой прибор дроссельного типа — реометр. Так как показания ареометра-спиртомера надежны лишь в неподвижной жидкости, то основной поток питания направляется через верхнюю линию с вентилем и только незначительная часть потока — через стакан с ареометром, что обеспечивает достаточно надежное измерение концентрации спирта при одновременной смене жидкости в стакане ареометра. Исходная смесь подогревается в подогревателе 4 горячей водой. Температуру исходной смеси после подогрева показывает термометр T_1 . В ректификационную колонну 5 подогревая исходная смесь поступает на пятую тарелку, считая сверху. Колонна имеет всего восемь одноколпачковых тарелок (см. рис. 18-1). Диаметр колонны 150 мм. Расстояние между тарелками 200 мм. Для визуального наблюдения за процессом барботажа над второй сверху тарелкой имеется смотровое окно.

С нижней тарелки колонны жидкость стекает в выносной кубе-испаритель 6, имеющий внутри змеевик, обогреваемый греющим паром из котельной. Перед поступлением в змеевик греющий пар проходит через водоотделитель и регулятор давления. Конденсат греющего пара из змеевика и водоотделителя отводится через конденсатоотводчики (конденсационные горшки) и возвращается в котельную. Давление греющего пара в паропроводе и в змеевике определяют по манометрам M_1 и M_2 .

Температуру жидкости в кубе-испарителе определяют по термометру T_2 . Давление пара над жидкостью, кипящей в кубе-испарителе, показывает напоромер — чувствительный мембранный манометр M_3 , по показаниям которого регулируют интенсивность кипения жидкости в кубе-испарителе, изменяя паровым вентилем B_2 давление греющего пара в змеевике. Отвод кубового остатка из куба-испарителя осуществляется через гидравлический затвор, обеспечивающий постоянство уровня кипящей жидкости в кубе-испарителе. Уходящий из куба-испарителя горячий кубовый остаток проходит через водяной холодильник 7, смотровой фонарь 8 и возвращается в сборник 1.

Сборник 1, бак 3 и трубное пространство дефлегматора 9 сообщены с атмосферой воздушниками, что обеспечивает работу колонны под атмосферным давлением. Во избежание потери паров спирта все воздушники пропущены через добавочный водяной холодильник (на схеме не показан).

С верхней тарелки колонны пар, богатый спиртом, поступает в трубное пространство дефлегматора 9, который охлаждается водой, подаваемой в межтрубное пространство. Подачу воды регулируют вентилем B_3 . Температуру воды, выходящей из дефлегматора, показывает термометр T_3 . Жидкость, образовавшаяся

в трубах дефлегматора после полной конденсации пара, стекает в нижнюю коническую часть дефлегматора. Температуру этой жидкости измеряют термометром T_4 .

Часть этой жидкости (флегмы) вытекает через калиброванное отверстие в дне дефлегматора и поступает на орошение колонны. Для измерения расхода стекающей в колонну флегмы установлен расходомер P_2 , действие которого основано на существовании определенной зависимости между уровнем жидкости в сосуде и расходом жидкости, вытекающей через отверстие в дне сосуда. Шкала расходомера P_2 проградуирована непосредственно в единицах расхода (л/мин). Остальная жидкость из дефлегматора отводится в качестве верхнего продукта колонны — дистиллята.

Постоянство расхода флегмы обеспечивается переливным стаканом, в котором поддерживается заданный уровень жидкости. Точно такой же уровень, фиксируемый по шкале расходомера P_2 , устанавливается в нижней конической части дефлегматора, так как переливной стакан и эта коническая часть представляют собой сообщающиеся сосуды. Дистиллят переливается через край внутрь стакана и далее течет через холодильник дистиллята 10 , расходомер P_3 и ареометр-спиртомер A_2 в бак 1 . Колебания в расходе дистиллята могут исказить показания расходомера P_3 . Поэтому для измерения расхода дистиллята в схему включен также расходомер интегрального типа P_4 — промежуточная емкость с метками. Средний расход дистиллята определяют, измеряя по секундомеру время заполнения объема между метками (500 или 900 см³). При этом вентиль B_4 должен быть полностью открыт, чтобы исключить протекание части потока дистиллята через ареометр-спиртомер A_2 . Для измерения концентрации дистиллята весь его поток направляют через спиртомер, закрыв вентиль B_4 .

В помещении ректификационной установки смонтирована взрывобезопасная осветительная арматура. Все выключатели и пускатель электродвигателя вынесены из помещения.

Методика проведения работы

При пуске установки прежде всего подают воду в дефлегматор и в холодильники дистиллята и кубового остатка. В дальнейшем следят, чтобы температура воды, уходящей из дефлегматора, не превышала 25°C. Открывают вентиль на паропроводе, продувают конденсационный горшок и начинают прогрев куба-испарителя, наблюдая за тем, чтобы во время прогрева, т.е. до начала кипения жидкости, давление греющего пара в змеевике не превышало 0,06 МПа (0,6 кгс/см²) по манометру M_2 .

Проверяют, наполнен ли напорный бак 3 исходной смесью, и, если необходимо, насосом 2 подкачивают ее в этот бак из сборника-хранилища 1 .

С момента начала кипения жидкости в кубе-испарителе, что обнаруживается по показаниям напоромера M_3 , непрерывно регулируют подачу греющего пара в змеевик, поддерживая постоян-

ным заданное преподавателем давление по напоромеру — до 5 кПа (до 500 мм вод. ст.). Это давление, показываемое напоромером, равняется гидравлическому сопротивлению ректификационной колонны.

Когда в нижней части дефлегматора накопится достаточное количество жидкости, она начнет перетекать во внутреннюю трубу переливного стакана — появится поток дистиллята. После этого приступают к подаче питания (исходной смеси) в колонну. С момента подачи питания начинается выход колонны на установившийся режим, он продолжается не менее часа. Расход питания задает преподаватель [0,6—0,8 л/мин при концентрации спирта в питании соответственно не ниже 16—13% (об.)]. Чтобы расход питания не изменялся, уровень жидкости в напорном баке 3 должен быть постоянным. С этой целью включают насос 2 для непрерывной работы вплоть до окончания опыта.

Запись показаний приборов производят одновременно (по команде «отсчет») через каждые 10—15 мин с начала подачи питания; все полученные данные записывают в отчетную таблицу.

После снятия показаний, до остановки колонны, студенты получают с цифропечатающей машинки ленту с записью температур и составов жидкости на тарелках, полученных через «Блок усиления» на ЭВМ, работающей в информационном режиме.

После окончания работы закрывают оба вентиля на линии греющего пара, прекращают подачу питания и отбор дистиллята из колонны, закрывают воду на холодильники дистиллята и кубового остатка. *Воду на дефлегматор не закрывать!* (Ее закрывают только после того, как остынет колонна.)

Обработка опытных данных и составление отчета

1. Переводят из объемных процентов в мольные концентрации питания (x_F) и дистиллята (x_D), определяют их плотности ρ_F и ρ_D (по графику на стр. 250).

2. Рассчитывают молекулярные массы питания M_F и дистиллята M_D .

3. Пересчитывают расходы питания G_F и дистиллята G_D в мольные единицы (кмоль/ч).

4. Из уравнения материального баланса ректификационной колонны

$$G_F = G_D + G_W \quad (18-9)$$

находят G_W .

5. Из уравнения (18-1)

$$G_F x_F = G_D x_D + G_W x_W$$

находят x_W .

6. Определяют число флегмы R — отношение расхода флегмы к расходу дистиллята.

7. По справочным данным (*Приложение*, табл. VI) строят на миллиметровой бумаге кривую равновесия $y^* = f(x)$ (см. рис. 18-6) и отмечают на оси абсцисс значения x_F , x_D , x_W .

Затем на этот график наносят так называемые рабочие линии для верхней и нижней частей колонны. Уравнения этих двух прямых линий выводят из уравнений материального баланса при условии, что мольные расходы пара G_V и жидкости G_L и G_F (см. рис. 18-3) по высоте колонны постоянны. Уравнения выражают зависимость между переменными по высоте колонны неравновесными мольными концентрациями спирта в жидкости (x) и паре

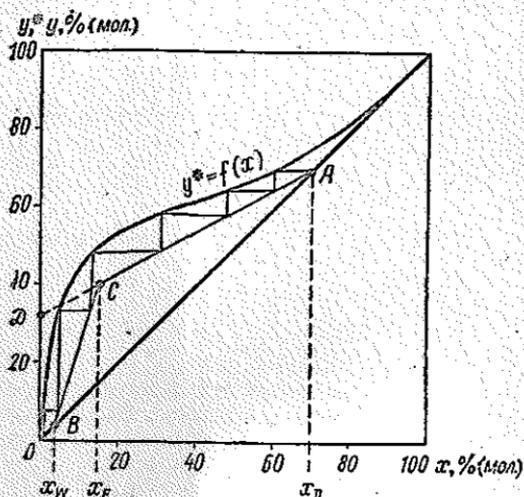


Рис. 18.6. К определению числа ступеней изменения концентрации.

нижней части колонны — в точке B . Обе рабочие линии пересекаются в точке C . Для нанесения их на график откладывают на оси ординат величину $x_D/(R+1)$ и полученную точку D соединяют прямой линией с точкой A , а точку B — с точкой C .

Далее между равновесной и рабочей линиями строят ступени изменения концентрации, как показано на рис. 18-6. Каждая ступень соответствует одной теоретической тарелке. Определив число теоретических ступеней n_c и зная число реальных тарелок n в колонне, находят среднее значение к. п. д. тарелок колонны:

$$\eta_{\text{ср}} = \frac{n_c}{n} \quad (18-12)$$

Значение к. п. д. тарелки η [см. уравнение (18-6)] не является постоянным. Одни и те же тарелки при разных гидродинамических условиях (расходах пара и жидкости) и физико-химических свойствах системы пар — жидкость могут иметь различные значения к. п. д., на что указывает уравнение (18-8).

8. После определения среднего к. п. д. тарелок $\eta_{\text{ср}}$ студенты переходят в помещение ЭВМ. Ознакомившись с находящимся там оборудованием (блок усиления, ЭВМ, пульт управления, цифровая печатающая машинка, информационный щит), они передают опера-

(y) в любом поперечном сечении колонны между двумя соседними тарелками и имеют следующий вид:

для верхней части колонны

$$y = \frac{R}{R+1} x + \frac{x_D}{R+1} \quad (18-10)$$

для нижней части колонны

$$y = \frac{R+F}{R+1} x - \frac{F-1}{R+1} x_W \quad (18-11)$$

где $F = G_F/G_D$ — расход питания на 1 кмоль дистиллята.

Легко доказать, что рабочая линия верхней части колонны пересекает диагональ диаграммы (рис. 18-6) в точке A , а рабочая линия

тору в качестве исходных для ввода в ЭВМ данные о расходах исходной смеси, дистиллята, флегмы и о составе питания (все в мольных единицах).

Эти исходные величины вводят в ЭВМ, которая, проделав соответствующие расчеты, выдает данные о поле концентраций в колонне — составы жидкости на всех тарелках. Получив с цифропечатающей машинки ленту с полем концентраций, найденным таким путем, сравнивают результаты математического моделирования, проведенного ЭВМ, с экспериментальными данными, отпечатанными на ленте, полученной студентами ранее, т. е. проверяют адекватность математической модели реальному процессу. Для этого строят график (рис. 18-7).

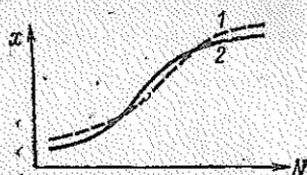


Рис. 18-7. График проверки адекватности математической модели:

1 — экспериментальная кривая; 2 — математическая модель.

В отчет о выполненной работе должны быть включены: а) задание; б) схема установки со спецификацией; в) таблица исходных экспериментальных данных; г) все необходимые расчеты материального баланса; д) график определения числа ступеней изменения концентрации (см. рис. 18-6) и график проверки адекватности математической модели процесса (см. рис. 18-7).

ОТЧЕТНАЯ ТАБЛИЦА

№ по пор.	Измеряемая величина	Отчет					Среднее расчетное значение для установившегося режима
		1	2	3	4	5	
1	Давление, показываемое напоромером, мм вод. ст.						
2	Давление греющего пара в змеевике, кгс/см ²						
3	Температура кипящей жидкости в кубе-испарителе, °С						
4	Концентрация спирта, % (об.):						
5		в дистилляте					
6	Температура, °С:						
7		дистиллята, выходящего из колонны					
8	питания после подогрева						
9	Расход, л/мин:						
10		флегмы					
11		питания					

Контрольные вопросы к работе 18

1. В чем заключается физическая сущность процесса ректификации? Что является его движущей силой?
2. Для чего служит дефлегматор?

3. Почему необходимо следить, чтобы температура охлаждающей воды, выходящей из дефлегматора, не была бы высокой?
4. Что такое «барботаж»?
5. Какие массообменные процессы происходят на тарелках ректификационной колонны?
6. Что такое к. п. д. тарелки, от чего он зависит?
7. Как изменить число флегмы в работающей колонне?
8. Что надо сделать на работающей установке, чтобы увеличить скорость пара, проходящего через колонну?
9. Как изменится на диаграмме $x - y$ положение рабочей линии верхней части колонны, если при неизменной концентрации дистиллята увеличится число флегмы?
10. В чем заключается сущность математического моделирования процесса ректификации? Какое практическое значение оно имеет?
11. Для чего служит «Блок усиления»?
12. Что такое «адекватность математической модели»?

Дополнительная литература

- Бояринов А. И., Кафаров В. В. Методы оптимизации в химической технологии. М., Химия, 1975. 575 с.
- Стабников В. Н. Перегонка и ректификация спирта. М., Пищепромиздат, 1962. 503 с.

Работа 19

ОПРЕДЕЛЕНИЕ КОЭФФИЦИЕНТА МАССОПЕРЕДАЧИ В ПРОЦЕССЕ АБСОРБЦИИ

Введение

Абсорбцией называют процесс поглощения газов или паров из газовых или парогазовых смесей жидкими поглотителями. Этот процесс является избирательным и обратимым.

В промышленности процесс абсорбции используют для разделения углеводородсодержащих газов на нефтеперерабатывающих установках, извлечения из коксового газа аммиака и углеводородов, очистки отходящих газов с целью улавливания ценных продуктов или обезвреживания газосбросов и во многих других случаях.

В абсорбционных процессах участвуют две фазы — газовая и жидкая. Газовая фаза состоит из непоглощаемого газа-носителя и одного или нескольких абсорбируемых компонентов. Жидкая фаза представляет собой раствор абсорбируемого (целевого) компонента в жидком поглотителе. При физической абсорбции газ-носитель и жидкий поглотитель инертны по отношению к переходящему компоненту и один по отношению к другому.

Равновесие в процессах абсорбции определяет состояние, которое устанавливается при весьма продолжительном соприкосновении фаз и зависит от состава одной из фаз, температуры, давления и термодинамических свойств компонента и поглотителя,

В системах газ — жидкость равновесие обычно характеризуют законом Генри

$$p^* = \psi \bar{X}$$

где p^* — парциальное давление газа над раствором в условиях равновесия, Па;

ψ — коэффициент пропорциональности (константа Генри), зависящий от температуры, свойств растворенного газа и поглотителя, Па;

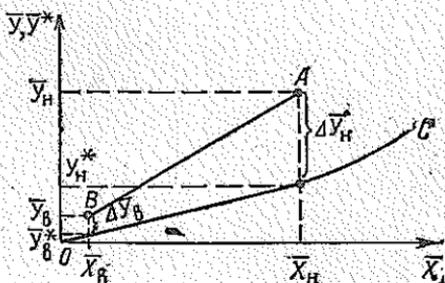
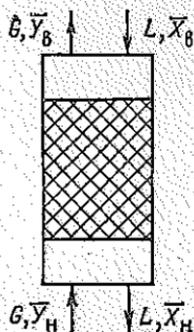


Рис. 19.1. Схема процесса абсорбции.

OC — линия равновесия $\bar{Y}^* = f(\bar{X})$; AB — рабочая линия, прямая, проходящая через точки (\bar{Y}_H, \bar{X}_H) и (\bar{Y}_B, \bar{X}_B) .

\bar{X} — относительная массовая доля поглощаемого компонента в поглотителе, кг/кг.

Закон Генри применим только для разбавленных растворов.

Материальный баланс абсорбера (рис. 19-1)

$$G(\bar{Y}_H - \bar{Y}_B) = L(\bar{X}_H - \bar{X}_B)$$

где G и L — массовые расходы инертного газа и жидкого поглотителя, кг/с;

\bar{Y}_H, \bar{Y}_B — относительные массовые доли поглощаемого компонента в газе в низу и в веру абсорбера, кг на 1 кг инертного газа;

\bar{X}_H, \bar{X}_B — относительные массовые доли поглощаемого компонента в жидкости в низу и в веру абсорбера, кг на 1 кг поглотителя.

Скорость массообмена при абсорбции определяется движущей силой процесса (т. е. степенью отклонения системы от равновесного состояния), свойствами поглотителя, компонента и инертного газа, а также устройством абсорбционного аппарата и гидродинамическим режимом его работы.

Уравнение массопередачи для процесса абсорбции

$$M = K_Y F \Delta \bar{Y}_{cp}$$

где M — количество компонента, поглощенного в единицу времени, кг/с;

$K_{\bar{Y}}$ — коэффициент массопередачи, $\frac{\text{кг}}{\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot (\text{кг/кг})}$ *;

F — поверхность насадки, м^2 ;

$\Delta\bar{Y}_{\text{ср}}$ — средняя движущая сила процесса абсорбции, кг компонента на 1 кг инертного газа.

Средняя движущая сила процесса абсорбции

$$\Delta\bar{Y}_{\text{ср}} = \frac{\Delta\bar{Y}_{\text{н}} - \Delta\bar{Y}_{\text{в}}}{2,3 \lg \frac{\Delta\bar{Y}_{\text{н}}}{\Delta\bar{Y}_{\text{в}}}}$$

Здесь

$$\Delta\bar{Y}_{\text{н}} = \bar{Y}_{\text{н}} - \bar{Y}_{\text{н}}^*$$

$$\Delta\bar{Y}_{\text{в}} = \bar{X}_{\text{в}} - \bar{Y}_{\text{в}}^*$$

движущие силы в низу и в верху абсорбера; $\bar{Y}_{\text{н}}^*$ и $\bar{Y}_{\text{в}}^*$ — равновесная относительная массовая доля компонента в газе в низу и в верху абсорбера, кг компонента на 1 кг инертного газа.

Цель работы — практическое ознакомление с работой абсорбера; экспериментальное исследование его гидродинамических и массообменных характеристик, в частности, определение гидравлического сопротивления сухой и орошаемой насадки, а также коэффициента массопередачи, отнесенного к единице поверхности насадки.

Описание установки (рис. 19-2)

Абсорбер 2 диаметром 100 мм и высотой 1700 мм заполнен насадкой из керамических колец размером $15 \times 15 \times 2$ мм. Высота насадки 1500 мм. Верхний фланец абсорбера соединен с брызгоотделителем 1. Внутри брызгоотделителя размещены распределитель жидкости и каплеотбойник. Вода, стекающая по насадке, проходит опорную решетку и накапливается в кольцевом зазоре между газовым патрубком и обечайкой переходной царги 3, откуда по трубе перетекает в сборник 4. Расход воды регулируют вентилем 7 по показаниям ротаметра 8. Абсорбируемый газ (аммиак) из баллона 11 дросселируется редукционным вентилем 12. Расход аммиака определяют по ротаметру 9. Аммиак в смесителе 13 смешивается с воздухом, просасываемым через систему вентилятором 21. Расход воздуха измеряют ротаметром 10. Смесь аммиака с воздухом направляют в абсорбер. Расход смеси регулируют краном 14. Кран 15 служит для отбора проб газа, поступающего в абсорбер и прошедшего через абсорбер. Для замера сопротивления насадки установлен U-образный дифманометр 17. Разрежение в нижней

* В килограммах компонента на 1 м^2 насадки в 1 с на единицу движущей силы (кг компонента на 1 кг инертного газа).

части абсорбера измеряют вакуумметром 18. Температуру воды после абсорбера определяют термометром 19. Концентрацию аммиака в газовом потоке измеряют газоанализатором ТКГ-4Г (датчик 16 и вторичный прибор 20).

Методика проведения работы

При открытом кране 14 включают вентилятор 21 и по показаниям ротаметра 10 устанавливают наименьший из заданных расходов воздуха. Записывают показание дифманометра 17 (гидро-

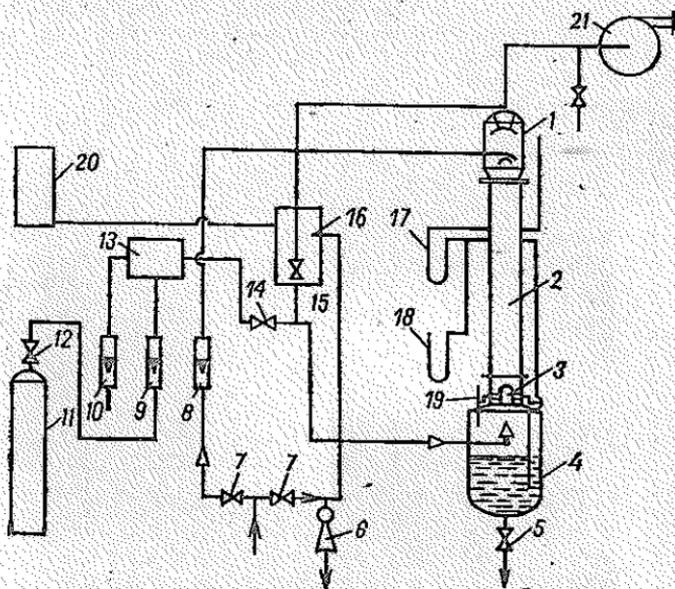


Рис. 19-2. Схема абсорбционной установки.

1—брызгоотделитель; 2—абсорбер; 3—переходная царга; 4—сборник для воды; 5—вентиль для спуска поглотителя в канализацию; 6—эжектор для просасывания анализируемой пробы через датчик газоанализатора; 7—вентиль для подачи воды; 8—ротаметр для измерения расхода воды; 9—ротаметр расхода аммиака; 10—ротаметр расхода воздуха; 11—баллон с аммиаком; 12—редуктор; 13—смеситель; 14—кран для подачи аммиачно-воздушной смеси; 15—кран для отбора проб газа на анализ; 16—датчик газоанализатора; 17—дифманометр; 18—вакуумметр; 19—термометр; 20—вторичный прибор газоанализатора; 21—вентилятор.

динамическое сопротивление сухой насадки). Последовательно проводят такие замеры для всех заданных расходов воздуха. Затем подают воду на орошение колонны, по ротаметру 8 устанавливают наименьший расход воды (поддерживая постоянный расход воздуха) и измеряют гидравлическое сопротивление орошаемой насадки. После измерения сопротивления орошаемой насадки при всех заданных расходах воды в колонну подают аммиак. Требуемый расход аммиака устанавливают по ротаметру 9. Через

3—5 мин работы колонны в установившемся режиме определяют концентрации аммиака в газовом потоке до и после колонны по показаниям прибора 20.

Во время опыта необходимо следить за тем, чтобы поплавок ротаметра на приборе 16 находился примерно на середине шкалы.

По окончании работы закрывают вентиль 12 на аммиачной линии, спустя 10 мин прекращают подачу воды, выключают газоанализатор и останавливают вентилятор.

Все измеренные величины заносят в отчетную таблицу (см. табл. 19-1).

Обработка опытных данных и составление отчета

Определяют коэффициент массопередачи, соответствующий заданному режиму работы установки:

$$K_{\bar{Y}} = \frac{M}{F \Delta \bar{Y}_{\text{ср}}}$$

Количество аммиака, поглощенного в единицу времени (кг/с)

$$M = G (\bar{Y}_n - \bar{Y}_в)$$

где $G = V\rho$ — массовый расход воздуха, кг/с;

V — объемный расход воздуха, м³/с;

ρ — плотность воздуха при температуре опыта, кг/м³;

\bar{Y}_n и $\bar{Y}_в$ — относительные массовые доли аммиака в воздухе в низу и в верху абсорбера, кг на 1 кг инертного газа.

Пересчет объемной доли y аммиака в относительную массовую долю выполняют по соотношению:

$$\bar{Y} = \frac{17y}{29(1-y)}$$

Поверхность насадки

$$F = 0,785D^2H\sigma$$

где D — диаметр абсорбера, м;

H — высота слоя насадки, м;

σ — удельная поверхность насадки, м²/м³.

Для керамических колец размером 15×15×2 мм $\sigma=330$ м²/м³.

Для расчета средней движущей силы процесса абсорбции необходимо знать $\bar{Y}_в^*$ и \bar{Y}_n^* .

В данной работе на орошение подается чистая вода, следовательно, $\bar{X}_в=0$ и $\bar{Y}_в^*=0$.

Значение \bar{X}_n определяют из уравнения материального баланса, а коэффициент ψ для раствора аммиака в воде — по формуле

$$\lg \psi = 11,468 - \frac{1922}{T}$$

Температуру раствора T (К) берут по показаниям термометра 19.

Рассчитывают $p_n^* = \psi \bar{X}_n$ и вычисляют равновесное содержание аммиака в газовой смеси (кг на 1 кг воздуха)

$$\bar{Y}_n^* = \frac{M_a}{M_b} \frac{p^*}{P - p^*}$$

где M_a и M_b — молекулярные массы аммиака и воздуха;
 P — давление в абсорбере.

Результаты расчета заносят в отчетную таблицу (см. табл. 19-2). К отчету прилагают: а) задание; б) схему установки со спецификацией; в) графики зависимости: $K_{\bar{Y}}$ от ω и Δp сухой и орошаемой насадки от ω (где ω — скорость воздуха, м/с).

ОТЧЕТНЫЕ ТАБЛИЦЫ

Таблица 19-1

Наименование величины	Опыт			
	1	2	3	4
Расход:				
воздуха $V_{\text{возд}}$, дм ³ /с				
воды $V_{\text{воды}}$, см ³ /с				
аммиака $V_{\text{амм}}$, дм ³ /с				
Содержание аммиака, % (об):				
до абсорбера y_n				
после абсорбера y_B				
Гидравлическое сопротивление Δp :				
сухой насадки, мм вод. ст.				
Па				
орошаемой насадки, мм вод. ст.				
Па				
Температура в абсорбере t , °С				
Вакуум в абсорбере B , мм вод. ст.				
Показание барометра H , мм рт. ст.				

Наименование величины	Расчетная формула	Опыт			
		1	2	3	4
Объемный расход воздуха $V_{\text{возд}}$, м ³ /с					
Массовый расход воздуха, кг/с	$G = V_{\text{возд}} \rho_{\text{возд}}$				
Относительная массовая доля аммиака в воздухе, кг аммиака на 1 кг воздуха:					
в низу абсорбера	$\bar{Y}_n = \frac{17 y_n}{29(1 - y_n)}$				
в верху абсорбера	$\bar{Y}_v = \frac{17}{29(1 - y_v)}$				
Количество аммиака, абсорбированного в единицу времени, кг/с	$M = G(\bar{Y}_n - \bar{Y}_v)$				
Степень поглощения аммиака	$\eta = \frac{\bar{Y}_n - \bar{Y}_v}{\bar{Y}_n}$				
Объемный расход воды $V_{\text{воды}}$, м ³ /с					
Массовый расход воды, кг/с	$L = V_{\text{воды}} \rho_{\text{воды}}$				
Относительная массовая доля аммиака в воде в низу абсорбера, кг аммиака на 1 кг воды	$\bar{X}_n = \frac{M}{L}$				
Константа Генри, Па	$\lg \psi = 11,468 - \frac{1922}{T}$				
	$\psi =$				
Равновесное парциальное давление аммиака в низу абсорбера, Па	$p_n^* = \psi \bar{X}_n$				
Общее давление в абсорбере, Па	$\Pi =$				
Равновесная относительная массовая доля аммиака в воздухе в низу абсорбера, кг аммиака на 1 кг воздуха	$\bar{Y}_n^* = \frac{17 p_n^*}{29 \Pi - p_n^*}$				
Движущая сила процесса абсорбции, кг аммиака на 1 кг воздуха	$\Delta \bar{Y}_n = \bar{Y}_n - \bar{Y}_n^*$ $\Delta \bar{Y}_v = \bar{Y}_v - 0$				
	$\Delta \bar{Y}_{\text{ср}}$ — среднее логарифмическое				
Поверхность массопередачи, м ²	$F = 0,785 D^2 H \sigma$				
Коэффициент массопередачи, $\frac{\text{кг}}{\text{м}^2 \cdot \text{с} (\text{кг}/\text{кг})}$	$K_{\bar{Y}} = \frac{M}{F \Delta \bar{Y}_{\text{ср}}}$				
Скорость воздуха (на полное сечение абсорбера), м/с	$w = \frac{V_{\text{возд}}}{0,785 D^2}$				
Плотность орошения насадки водой, м ³ /(м ² ·с)	$\frac{V_{\text{воды}}}{0,785 D^2}$				

Контрольные вопросы к работе 19

1. В чем заключается процесс абсорбции?
2. Что является движущей силой процесса абсорбции?
3. Как рассчитать среднюю движущую силу процесса в абсорбере?
4. От чего зависит равновесие процесса абсорбции? Каким законом описывается равновесие?
5. Почему при абсорбции аммиак переходит из газовой фазы в жидкость? Участвуют ли в массообмене воздух и вода?
6. Какой физический смысл имеет точка на рабочей линии?
7. Почему в абсорбционных колоннах всегда происходит противоточное движение фаз?
8. При каких условиях поверхность массообмена можно отождествить с поверхностью насадки?
9. Как точно определить среднее давление в абсорбере по приборам, имеющимся на установке?
10. Как установить, что установка вышла на режим и можно снимать показания?

Дополнительная литература

- Рамм В. М. Абсорбция газов. М., Химия, 1976. 655 с.
Хоблер Т. Массопередача и абсорбция. Пер. с польск./Под ред. П. Г. Романова. Л., Химия, 1964. 480 с.

Работа 20

ИСПЫТАНИЕ ЭКСТРАКЦИОННОЙ УСТАНОВКИ

Введение

Экстрагированием называют извлечение одного или нескольких компонентов из смеси веществ жидким растворителем, обладающим способностью избирательно растворять только некоторые компоненты. Извлечение растворителем какого-либо компонента из гомогенной жидкой смеси называют *жидкостной экстракцией*. Экстрагирование является одним из методов разделения смесей компонентов, широко распространенным в химической, нефтехимической, лесохимической, полиметаллической и других отраслях промышленности. Жидкостная экстракция как метод разделения гомогенных жидких смесей успешно конкурирует с ректификацией, особенно в тех случаях, когда осуществление последней либо невозможно из-за недостаточной термической стойкости веществ или образования азеотропной смеси, либо невыгодно.

Процесс жидкостной экстракции (рис. 20-1) состоит в том, что исходную смесь F — первичный растворитель A с растворенным в нем веществом B , называемым обычно *целевым*, приводят в тесный контакт с экстрагентом S — вторичным растворителем C . Если используется регенерированный экстрагент, то он обычно содержит небольшое количество компонента B .

При выборе вторичного растворителя C руководствуются следующими соображениями: 1) растворимость целевого компонента B в нем должна быть существенно большей, чем в первичном растворителе A ; 2) взаимная растворимость вторичного и первичного

растворителей должна быть ничтожной; 3) плотности образующихся фаз должны отличаться возможно значительнее.

При интенсивном перемешивании исходной смеси (питания) F с экстрагентом S целевой компонент из раствора в первичном

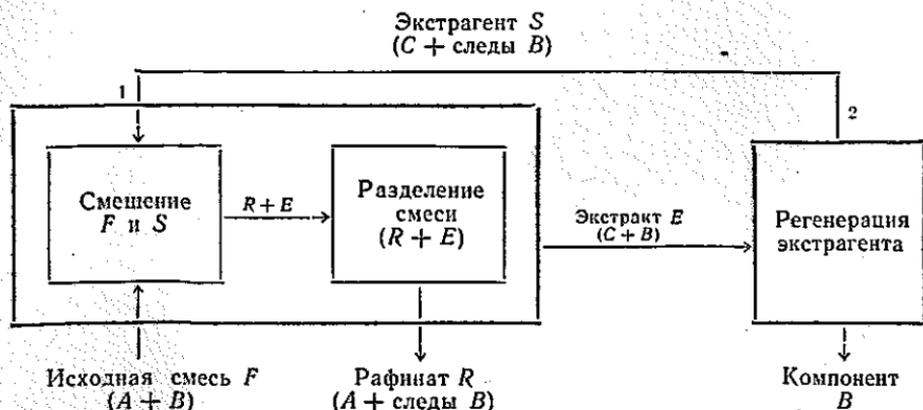


Рис. 20-1. Схема процесса одноступенчатой экстракции:

1 — экстрактор; 2 — аппарат обработки экстракта.

растворителе переходит в раствор во вторичном растворителе. Затем образовавшуюся эмульсию разделяют на две фазы отстаиванием или центрифугированием. Одну из этих фаз — вторичный растворитель C с растворенным в нем целевым компонентом B — называют *экстрактом* E , другую — первичный растворитель A , освобожденный от компонента B , — *рафинатом* R .

Последующая обработка экстракта имеет целью выделение из него целевого компонента B и регенерацию вторичного растворителя C .

Методы осуществления жидкостной экстракции и аппаратура для нее весьма разнообразны. При противоточной экстракции исходная смесь и экстрагент поступают в экстракционную колонну с противоположных концов и движутся в ней противотоком из-за разности в плотностях. Снизу в колонну подают более легкий продукт, сверху — более тяжелый. Рассмотрим случай, когда плотность экстрагента меньше плотности исходной смеси. Экстрагент (поданный в колонну снизу), поднимаясь вверх, извлекает растворенный в исходной смеси целевой компонент. Образующийся при этом экстракт выводится из колонны сверху. Первичный растворитель исходной смеси по мере движения вниз освобождается от целевого компонента, очищенный первичный растворитель — рафинат — выводится из колонны снизу. При такой организации движения жидкостей в низу колонны разбавленный раствор экстрагируемого вещества в первичном растворителе обрабатывается свежим экстрагентом. Благодаря этому обеспечивается наиболее полное извлечение экстрагируемого компонента из рафината.

Материальный баланс экстрактора. При полной взаимной нерастворимости первичного A и вторичного C растворителей каждый из них присутствует только в одной фазе. В этом случае (рис. 20-2) переменные по высоте аппарата составы фаз характе-

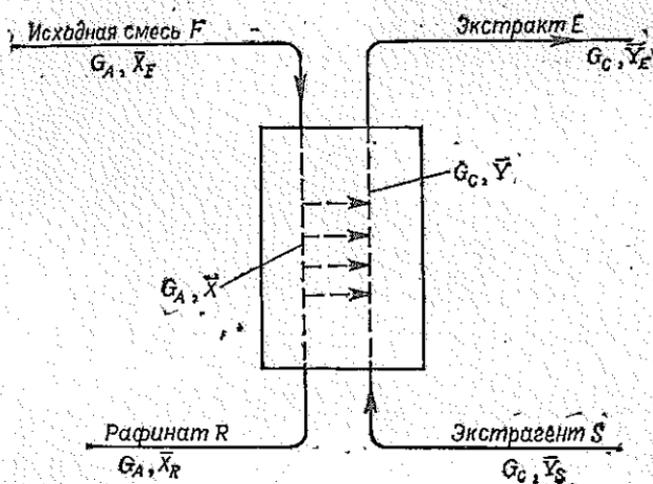


Рис. 20-2. Схема процесса противоточной экстракции.

ризуют относительными массовыми долями, а расходы фаз — количествами их неизменной составляющей (A или C):

Фаза	Расход	Состав
Фаза рафината:	G_A кг/с (вещества A)	$\left. \begin{array}{l} \bar{X} \\ \bar{X}_F \\ \bar{X}_R \end{array} \right\} \begin{array}{l} \text{кг вещества } B \\ \text{на 1 кг веще-} \\ \text{ства } A \end{array}$
питание F	То же	
рафинат R	»	
Фаза экстракта:	G_C кг/с (вещества C)	$\left. \begin{array}{l} \bar{Y} \\ \bar{Y}_S \\ \bar{Y}_F \end{array} \right\} \begin{array}{l} \text{кг вещества } B \\ \text{на 1 кг веще-} \\ \text{ства } C \end{array}$
экстрагент S	То же	
экстракт E	»	

Составы фаз \bar{X} и \bar{Y} связаны друг с другом уравнением рабочей линии. Этой линии принадлежат и точки $P(\bar{Y}_S, \bar{X}_R)$ и $Q(\bar{Y}_E, \bar{X}_F)$, отвечающие соответственно низу и верху аппарата (рис. 20-3). При полной взаимной нерастворимости первичного и вторичного растворителей (A и C) рабочая линия процесса экстракции в координатах $\bar{Y}-\bar{X}$ — прямая линия. Ее уравнение может быть записано в форме:

$$\frac{\bar{Y}_E - \bar{Y}_S}{\bar{X}_F - \bar{X}_R} = \frac{\bar{Y}_E - \bar{Y}}{\bar{X}_F - \bar{X}} \quad (20-1)$$

При принятых выше обозначениях количество M вещества B , перешедшее в единицу времени из первичного растворителя в

экстракт, определяется из материального баланса аппарата:

$$M = G_A(\bar{X}_F - \bar{X}_R) = G_C(\bar{Y}_E - \bar{Y}_S) \quad (20-2)$$

Массопередача при экстракции. В любом из сечений колонны встречающиеся друг с другом фазы рафината и экстракта неравновесны, поэтому между ними возникает процесс *массообмена* — переход вещества *B* путем диффузии из фазы рафината в фазу экстракта. Предел этого перехода — состояние равновесия между

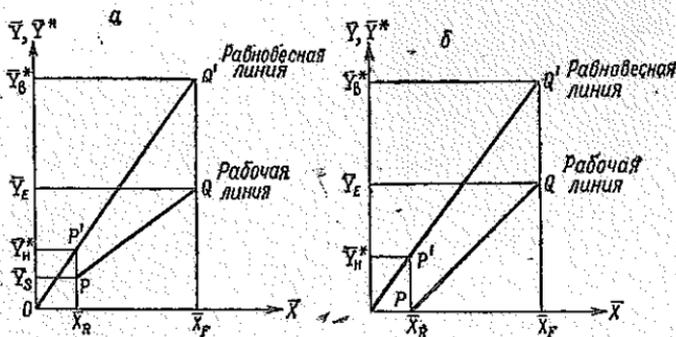


Рис. 20-3. Изменение составов фаз в процессе противоточной экстракции: а — экстрагент содержит \bar{Y}_S извлекаемого вещества; б — экстрагент чистый ($\bar{Y}_S=0$).

фазами. Количественная связь между составами равновесных фаз описывается уравнением

$$\bar{Y}^* = k\bar{X} \quad (20-3)$$

где \bar{Y}^* — относительная массовая доля вещества *B* во вторичном растворителе *C* (в фазе экстракта) при равновесии;

k — коэффициент распределения, зависящий от температуры и концентрации; в области разбавленных растворов k с достаточной точностью может быть принят за постоянную величину;

\bar{X} — относительная массовая доля вещества *B* в первичном растворителе *A* (в фазе рафината).

Как следует из уравнения (20-3), линии равновесия в координатах $\bar{Y}^* - \bar{X}$ соответствует прямая линия, проходящая через начало координат с наклоном k (рис. 20-3).

Степень отклонения рассматриваемой двухфазной системы от состояния равновесия является движущей силой процесса массообмена. Графически движущая сила выражается отрезком, заключенным между равновесной и рабочей линиями. Как видно из рис. 20-3, в общем случае движущая сила массопередачи переменна по высоте аппарата; в низу аппарата она равна отрезку $\overline{PP'}$

$$\Delta\bar{Y}_R = \bar{Y}_R^* - \bar{Y}_R = \bar{Y}^*(\bar{X}_R) - \bar{Y}_S \quad (20-4)$$

вверху — отрезку $\overline{QQ'}$:

$$\Delta\bar{Y}_E = \bar{Y}_E^* - \bar{Y}_E = \bar{Y}^*(\bar{X}_F) - \bar{Y}_E \quad (20-5)$$

Средняя движущая сила процесса массопередачи при прямолинейных рабочей и равновесной зависимостях составляет:

$$\Delta \bar{Y}_{cp} = \frac{\Delta \bar{Y}_n - \Delta \bar{Y}_H}{\ln \frac{\Delta \bar{Y}_n}{\Delta \bar{Y}_H}} \quad (20-6)$$

Кинетика перехода вещества B из фазы рафината в фазу экстракта определяется уравнением массопередачи

$$M = K_{\bar{Y}F_k} F_k \Delta \bar{Y}_{cp} \quad (20-7)$$

где $K_{\bar{Y}F_k}$ — коэффициент массопередачи, отнесенный к единице поверхности контакта фаз, $\frac{\text{кг}}{\text{м}^2 \cdot \text{с} (\text{кг/кг})}$.

В связи с тем, что действительная поверхность контакта фаз в экстракторах не может быть определена, уравнению (20-7) обычно придают иной вид.

1. Поверхность контакта фаз может быть выражена формулой

$$F_k = aV = afH \quad (20-8)$$

где a — удельная поверхность контакта фаз, $\text{м}^2/\text{м}^3$;

V — рабочий объем экстрактора, м^3 ;

f — поперечное сечение аппарата, м^2 ;

H — высота рабочей части аппарата, м .

Тогда

$$M = K_{\bar{Y}F_k} aV \Delta \bar{Y}_{cp} = K_{\bar{Y}V} V \Delta \bar{Y}_{cp} \quad (20-9)$$

где $K_{\bar{Y}V} = K_{\bar{Y}F_k} a$ — объемный коэффициент массопередачи, $\frac{\text{кг}}{\text{м}^3 \cdot \text{с} (\text{кг/кг})}$.

2. Подставив в формулу (20-7) вместо M его значение из уравнения (20-2), а вместо F_k — значение из уравнения (20-8) и решая ее относительно H , получим:

$$H = \frac{G_c}{K_{\bar{Y}F_k} af} \frac{\bar{Y}_E - \bar{Y}_S}{\Delta \bar{Y}_{cp}} = h_{0\bar{Y}} N_{0\bar{Y}} \quad (20-10)$$

В этом уравнении комплекс

$$\frac{G_c}{K_{\bar{Y}F_k} af} = h_{0\bar{Y}}$$

имеющий размерность длины, называют *высотой единицы переноса* (ВЕР). Физически это высота такого участка аппарата, на котором изменение концентрации $\Delta \bar{Y}$ равно средней движущей силе

ΔY_{cp} на этом участке. Безразмерную величину $N_{0Y} = (Y_E - Y_S) / \Delta Y_{cp}$ называют *общим числом единиц переноса* — это изменение рабочей концентрации, приходящееся на единицу средней движущей силы.

Величины K_{YF} , K_{YV} , h_{0Y} служат характеристикой интенсивности процесса массообмена. Чем больше K_{YF} , K_{YV} и меньше h_{0Y} , тем быстрее идет процесс экстракции.

Цель работы — ознакомление с работой противоточной экстракционной установки, экспериментальное определение объемного коэффициента массопередачи K_{YV} и высоты единицы переноса h_{0Y} .

Описание установки (рис. 20-4)

Экстрагент — дистиллированная вода — и подлежащий разделению исходный раствор ацетона в четыреххлористом углероде поступают самотеком из напорных баков 1 и 2 через ротаметры 3 и 4 в роторно-дисковый экстрактор 5. Очищенный от ацетона растворитель отбирается снизу экстрактора через сифонную трубку 6 и собирается в приемник 12, а экстракт — раствор ацетона в воде — выводится из экстрактора сверху и сливается в канализацию.

Воздух из колонны и баков при их заполнении удаляется в атмосферу. Во избежание образования вакуума в линиях выхода из колонны рафината и экстракта, что может привести к неравномерной разгрузке и не позволит отбирать пробы, сифонные трубки сообшены с атмосферой.

Приготавливается смесь ацетона с четыреххлористым углеродом лабораторном заблаговременно. Бак 11 служит хранилищем дистиллированной воды. Вода и смесь в напорные баки 1 и 2 транспортируется насосами 10 и 13.

Роторно-дисковый экстрактор 5 представляет собой колонну, состоящую из двух стеклянных труб внутренним диаметром 45 мм, соединенных между собой двумя крышками и промежуточным фланцем. На крышках экстрактора имеется по два штуцера — для входа и выхода жидкостей. По оси экстрактора проходит вал, опирающийся на подпятник — шарик. На валу на расстоянии 17 мм друг от друга (высота одной рабочей секции) укреплены горизонтальные диски диаметром 32 мм. Весь комплект скреплен стяжками. Рабочая секция образуется двумя кольцами статора, посередине между которыми находится вращающийся диск. Всего в колонне 50 секций высотой 850 мм. В верхней и нижней частях экстрактора расположены отстойные зоны высотой 170 мм каждая. Вал вращается электродвигателем через ременную передачу. Смена шкивов позволяет менять частоту вращения ротора.

Вращение ротора обеспечивает дробление одной из фаз (четырёххлористого углерода) в капли, перемешивание фаз, обновление

поверхности контакта, турбулизует систему и тем самым создает условия, необходимые для интенсивного перехода целевого компонента из исходной смеси в экстракт,

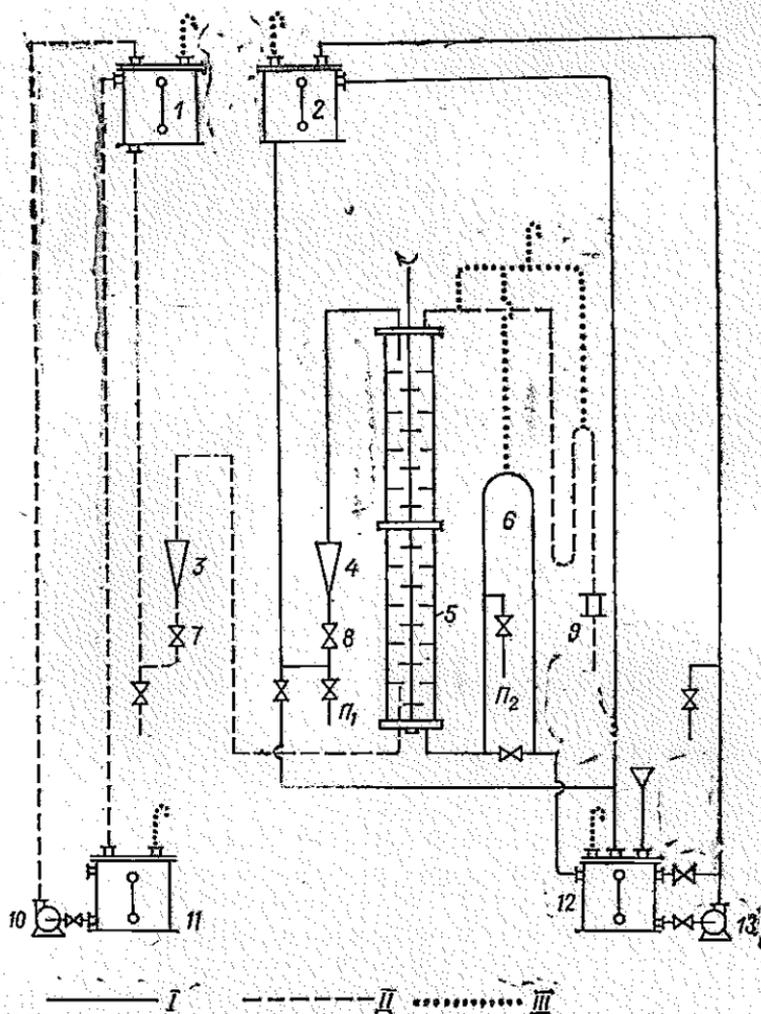


Рис. 20-4. Экстракционная установка:

I — четыреххлористый углерод (питание и рафинат); *II* — вода (экстрагент и экстракт); *III* — линия для выпуска воздуха и паров в атмосферу; 1, 11 — баки для воды; 2, 12 — баки для четыреххлористого углерода; 3, 4 — ротаметры; 5 — экстрактор; 6 — сифонная трубка; 7, 8 — регулировочные вентили; 9 — смотровой фонарь; 10, 13 — насосы; Π_1 , Π_2 — пробники.

Расходы жидкостей регулируют вентилями. Для отбора проб исходной смеси и рафината служат пробники.

Напорные баки 1 и 2 снабжены сливными трубами. Все баки имеют указатели уровня.

Методика проведения работы

Пуск установки (только с разрешения преподавателя):

1. Включить двигатель экстрактора.
2. Регулирующими вентилями 7 и 8 по ротаметрам 3 и 4 установить заданные преподавателем расходы экстрагента и исходной смеси и поддерживать их постоянными в течение всего опыта ($V_S = 1 \div 2 \text{ см}^3/\text{с}$, $V_F = 1 \div 2 \text{ см}^3/\text{с}$, $V_F/V_S = 0,5 \div 2$).

3. С момента подачи фаз в колонну через каждые 10–15 мин отбирать пробы питания и рафината пробниками Π_1 и Π_2 для определения в них содержания ацетона. Анализ проб производить рефрактометрически. По значениям показателя преломления n и градуировочной кривой найти соответствующие значения концентраций и внести их в отчетную таблицу.

По достижении установившегося режима опыт считается законченным. Необходимо:

1. Прекратить подачу исходной смеси и экстрагента — закрыть вентили 7 и 8.

2. Выключить двигатель экстрактора.

3. Оставшиеся от опыта пробы слить через воронку в бак 12.

4. В последнюю графу отчетной таблицы внести среднее расчетное значение рабочих параметров для установившегося режима (из последних 2–3 проб).

Обработка опытных данных и составление отчета

Физические свойства системы:

а) Растворимость воды в четыреххлористом углероде 0,0084%, растворимость четыреххлористого углерода в воде 0,0077%.

б) Коэффициент распределения ацетона $k = Y^*/X = 3,3$ (где Y^* и X — равновесные концентрации ацетона в водном слое и слое четыреххлористого углерода, относительные массовые доли). Коэффициент распределения k постоянен до $X = 0,05 \text{ кг/кг}$.

в) Плотность четыреххлористого углерода 1600 кг/м^3 , плотность ацетона 870 кг/м^3 .

Расчетные формулы:

1. Массовый расход первичного растворителя A (четырёххлористого углерода):

$$G_A = \frac{G_F}{1 + \bar{X}_F} = \frac{V_F \rho_F}{1 + \bar{X}_F}$$

Здесь V_F и ρ_F — объемный расход и плотность исходной смеси; \bar{X}_F — содержание ацетона в исходной смеси, кг/кг.

Допустив аддитивность объемов при смешении компонентов A и B исходной смеси, плотность смеси ρ_F можно определить по

уравнению:

$$\rho_F = \frac{\sum_{i=1} M_i}{\sum_{i=1} V_i} = \frac{1 + \bar{X}_F}{\frac{1}{\rho_A} + \frac{\bar{X}_F}{\rho_B}} = \frac{\rho_A \rho_B (1 + \bar{X}_F)}{\rho_B + \rho_A \bar{X}_F}$$

2. Массовый расход вторичного растворителя C (воды):

$$G_C = V_C \rho_C$$

3. Относительная массовая доля целевого компонента B (ацетона) в экстракте из уравнения материального баланса (20-2)

$$\bar{Y}_E = \frac{G_A (\bar{X}_F - \bar{X}_R)}{G_C}$$

поскольку $\bar{Y}_S = 0$.

4. Равновесные относительные массовые доли целевого компонента B в фазе экстракта в соответствии с уравнением (20-3):
в верху экстрактора

$$\bar{Y}_B^* = \bar{Y}_E^* = k \bar{X}_F$$

в низу экстрактора

$$\bar{Y}_R^* = \bar{Y}_S^* = k \bar{X}_R$$

5. Движущая сила процесса массопередачи по уравнениям (20-4) — (20-6):

в верху экстрактора

$$\Delta \bar{Y}_B = \bar{Y}_B^* - \bar{Y}_E$$

в низу экстрактора

$$\Delta \bar{Y}_R = \bar{Y}_S^* - \bar{Y}_S$$

средняя для всей колонны

$$\Delta \bar{Y}_{cp} = \frac{\Delta \bar{Y}_B - \Delta \bar{Y}_R}{\ln \frac{\Delta \bar{Y}_B}{\Delta \bar{Y}_R}}$$

6. Объемный коэффициент массопередачи [уравнения (20-2) и (20-7)]:

$$K_{YV} = \frac{G_A (\bar{X}_F - \bar{X}_R)}{V \Delta \bar{Y}_{cp}}$$

7. Общее число единиц переноса по фазе экстракта:

$$N_{oY} = \frac{\bar{Y}_E - \bar{Y}_S}{\Delta \bar{Y}_p}$$

8. Общая высота единицы переноса из уравнения (20-10):

$$h_{oY} = \frac{H}{N_{oY}}$$

9. Степень извлечения ацетона:

$$\eta = \frac{\bar{X}_F - \bar{X}_R}{\bar{X}_F}$$

В отчет о работе должны быть включены: а) задание; б) схема установки со спецификацией; в) отчетная таблица; г) расчеты; д) график равновесной и рабочей линий.

ОТЧЕТНАЯ ТАБЛИЦА

Наименование величины	Отсчет				Среднее расчетное значение для установившегося режима
	1	2	3	4	
Расход исходной смеси V_F : деление по ротаметру $\text{см}^3/\text{с}$ $\text{м}^3/\text{с}$					
Расход экстрагента V_S : деление по ротаметру $\text{см}^3/\text{с}$ $\text{м}^3/\text{с}$					
Исходная смесь: показатель преломления n_F содержание ацетона \bar{X}_F , кг/кг					
Рафинат: показатель преломления n_R содержание ацетона \bar{X}_R , кг/кг					

Контрольные вопросы к работе 20

1. Что такое экстракция?
2. Что такое экстракт и что такое рафинат?
3. Почему происходит массообмен между фазами? Какие факторы способствуют массообмену?
4. Какие замеры надо сделать, чтобы определить среднюю движущую силу массообмена?
5. Что такое число единиц переноса? Каков физический смысл этого понятия? Размерность величины.
6. Что такое высота единиц переноса? Какие измерения необходимы для ее определения?
7. Что такое коэффициент распределения?
8. Как пустить установку и вывести ее на установившийся режим?
9. Как меняются по своему составу легкая и тяжелая фазы по мере движения их через экстрактор?
10. Обязательно ли подавать в экстрактор исходную смесь сверху, а экстракт снизу?

Дополнительная литература

- Трейбал Р. Жидкостная экстракция. Пер. с англ./Под ред. С. З. Кагана. М., Химия, 1966. 724 с.
- Зюлковский Э. Жидкостная экстракция в химической промышленности. Пер. с польск./Под ред. П. Г. Романкова. Л., Госхимиздат, 1963. 479 с.

ИЗУЧЕНИЕ ПРОЦЕССА АДСОРБЦИИ
В ПРОТИВОТОЧНОМ КОЛОННОМ АППАРАТЕ
СО ВЗВЕШЕННЫМ СЛОЕМ АДСОРБЕНТА

Введение

Адсорбция — процесс избирательного поглощения одного или нескольких компонентов из газовой или жидкой смеси поверхностью твердого поглотителя (адсорбента).

Адсорбция позволяет почти полностью извлечь из смеси целевые компоненты, она дает возможность осуществлять глубокую очистку газов. Этим объясняется все большее применение в промышленности адсорбционных методов, разделения и очистки там, где другие методы оказываются недостаточно эффективными.

Процесс адсорбции происходит на поверхности твердого пористого тела — адсорбента, где ненасыщенные поверхностные силы вступают во взаимодействие с силовыми полями адсорбируемых молекул. В результате притяжения молекул на поверхности адсорбента образуется «пленка», в которой сорбированное вещество находится в сжатом или ожиженном состоянии.

Адсорбция всегда сопровождается выделением теплоты, количество которой зависит от характера взаимодействия поглощаемых молекул с адсорбирующей поверхностью. Различают физическую и химическую адсорбцию.

Физическая адсорбция обуславливается действием вандерваальсовых сил и является обратимым процессом в отличие от *химической адсорбции*, которая связана с химическими превращениями на поверхности адсорбента.

Обратимость физической адсорбции дает возможность проводить последовательно процессы адсорбции и десорбции, что имеет большое значение при разделении газовых и парогазовых смесей. Не меньшую роль играет также селективность — избирательная способность адсорбентов по разному поглощать компоненты смеси, обусловленная физической структурой (строением) адсорбента и природой адсорбционных сил. Как правило, вещество поглощается тем легче, чем выше его критическая температура.

При протекании процесса адсорбции концентрация поглощаемого вещества (сорбтива) в адсорбенте непрерывно увеличивается. В пределе при достижении равновесия между газовой фазой и адсорбентом она достигает наибольшего значения, возможного при данных условиях. Это предельное содержание сорбтива в 1 кг (или в 1 см³) адсорбента, соответствующее полному насыщению адсорбента поглощаемым веществом, называют *статической емкостью* или *статической активностью адсорбента*. Статическая емкость зависит от структуры адсорбента, от природы адсорбируемого вещества, его парциального давления (концентрации) в газовой фазе и от температуры.

Для данного сорбтива и данного адсорбента статическая емкость z^* , достигаемая при установлении равновесия между газовой и твердой фазами, является функцией только двух переменных — температуры T и парциального давления p или концентрации x сорбтива в газовой фазе:

$$z^* = f(p, T) \text{ или } z^* = f(x, T) \quad (21-1)$$

При постоянной температуре T статическая емкость z^* зависит только от парциального давления или концентрации сорбтива:

$$z^* = f(p)_T \text{ или } z^* = f(x)_T \quad (21-2)$$

Выражения (21-2), характеризующие равновесные концентрации сорбтива в обеих фазах, называют *уравнениями изотермы адсорбции*.

Академиком М. М. Дубининым установлена количественная зависимость между адсорбционными свойствами адсорбента, его структурой и физико-химическими свойствами поглощаемого вещества. Исходя из объемной теории адсорбции, им получены формулы для изотермы адсорбции на пористых адсорбентах.

Наиболее распространенными адсорбентами являются активные угли, силикагели, алюмогели и цеолиты (молекулярные сита). Все адсорбенты представляют собой гранулы диаметром 1—5 мм с сильно развитой внутренней поверхностью. Путем специальной обработки в гранулах адсорбента образуются поры, размеры которых сопоставимы с размерами молекул адсорбируемых газов и паров, а общая поверхность пор достигает 1000—1200 м²/г для активных углей и 500—800 м²/г для силикагелей и алюмогелей. Все поры в зависимости от размера делят на микропоры (с диаметром до 0,006 мкм), переходные поры (0,006—0,2 мкм) и макропоры (больше 0,2 мкм).

Все промышленные адсорбенты, кроме цеолитов, наряду с преобладающими по размерам порами содержат поры и других размеров. Цеолиты имеют поры строго определенных размеров.

Рис. 21-1. Схема противоточного адсорбера.

Адсорбционные процессы проводят в аппаратах (адсорберах) путем пропускания парогазового потока через слой адсорбента.

В данной работе изучают процесс адсорбции водяного пара из воздуха силикагелем в противоточной адсорбционной колонне со взвешенным слоем адсорбента.

При установившемся процессе в колонне (рис. 21-1) количество водяного пара M , переходящее в единицу времени из воздуха в силикагель, определяется уравнениями материального баланса

$$M = G(x_{II} - x_{II}) = L(z_{II} - z_{II}) \quad (21-3)$$

$$M = K_V V_c \Delta x_{cp} \quad (21-4)$$

где G — расход сухого воздуха, проходящего через колонну, кг/с;
 L — расход сухого силикагеля, кг/с. Величины G и L постоянны по высоте колонны;

x_n — влагосодержание воздуха на входе в колонну, кг водяного пара на 1 кг сухого воздуха;

x_b — то же на выходе воздуха из колонны (индексы «н» и «в» означают низ и верх колонны);

z_n — содержание воды в силикагеле на выходе его из колонны, кг воды на 1 кг сухого силикагеля;

z_b — то же на входе силикагеля в колонну;

K_V — коэффициент массопередачи, отнесенный к единице объема адсорбента, $\frac{\text{кг}}{\text{м}^3 \cdot \text{с} (\text{кг}/\text{кг})}$;

V_c — объем силикагеля в колонне, м^3 ;

Δx_{cp} — средняя движущая сила процесса, равная

$$\Delta x_{cp} = \frac{\Delta x_n - \Delta x_b}{2,3 \lg \frac{\Delta x_n}{\Delta x_b}} \quad (21-5)$$

или, если $\frac{\Delta x_n}{\Delta x_b} \leq 2$, $\Delta x_{cp} = 0,5 (\Delta x_n + \Delta x_b)$. Здесь Δx_n — движущая сила процесса адсорбции (отклонение от состояния равновесия) в низу колонны при $z = z_n$ (см. рис. 21-2); Δx_b — то же в верху колонны при $z = z_b$;

$$\Delta x_n = (x_n - x_n^*)_{z_n} \quad (21-6)$$

$$\Delta x_b = (x_b - x_b^*)_{z_b} \quad (21-7)$$

x_n^* и x_b^* — влагосодержание воздуха, находящегося в равновесии с силикагелем, имеющим содержание воды z_n и z_b .

На рис. 21-2 линия OG — изотерма адсорбции $z^* = f(x)$; AB — рабочая линия, построенная по уравнению (21-3), которое при $G = \text{const}$ и $L = \text{const}$ представляет собой уравнение прямой, проходящей через точки $A(x_b, z_b)$ и $B(x_n, z_n)$.

Цель работы — ознакомление с адсорбционно-десорбционной установкой непрерывного действия со взвешенным слоем адсорбента, определение по экспериментальным данным объемного коэффициента массопередачи K_V , изучение влияния скорости воздуха на этот коэффициент.

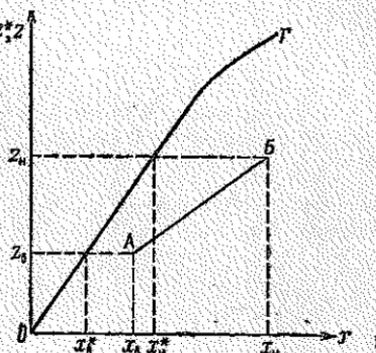
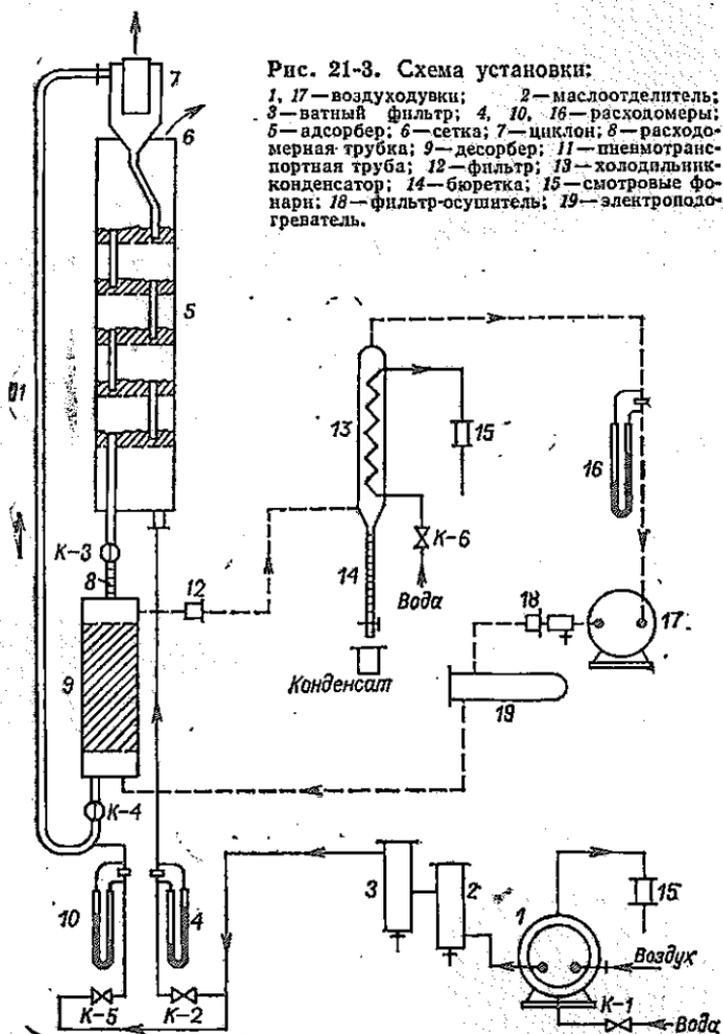


Рис. 21-2. Изотерма адсорбции и рабочая линия.

Описание установки (рис. 21-3)

Воздушный поток от воздуходувки 1 проходит через маслоотделитель 2, ватный фильтр 3, вентиль К-2, расходомер 4 и поступает снизу в адсорбер 5.

Адсорбер представляет собой тарельчатую колонну диаметром



100 мм с перфорированными тарелками и переточными трубами. Диаметр отверстий тарелок 1 мм. На нижнем конце каждой переточной трубы установлен дисковый отражатель. Размер зазора между отражателем и нижним срезом переточной трубы можно изменять в зависимости от крупности зерен адсорбента. Воздух проходит снизу вверх по колонне со скоростью, обеспечивающей «кипение» адсорбента на тарелках,

Из циклона 7 сверху вниз по колонне навстречу потоку воздуха движется адсорбент (силикагель марки ШСМ). По мере движения в адсорбере силикагель насыщается поглощаемым из воздуха водяным паром. При этом его концентрация изменяется от $z_в$ до $z_н$, а воздух изменяет свое влагосодержание от $x_н$ до $x_в$.

Воздух с влагосодержанием $x_в$ покидает адсорбер сверху, пройдя через сетку 6, а силикагель с содержанием воды $z_н$ выходит из адсорбера внизу и, пройдя через кран К-3 и расходомерную трубку 8, поступает в десорбер 9.

Конструктивно десорбер отличается от адсорбера и представляет собой полый цилиндр диаметром 58 мм, заполненный хордовой насадкой и имеющий наружный электрообогрев. Температуры в десорбере 9 измеряют термомпарами, подключенными к потенциометру. Последний автоматически включает и выключает наружные электрообогреватели десорбера через электромагнитные реле.

Силикагель в десорбере движется так же, как и в адсорбере, — сверху вниз. В насадке высотой 0,2 м адсорбент «кипит». Десорбирующий воздух, нагретый в электроподогревателе 19 до температуры десорбции, поступает в десорбер снизу и движется навстречу адсорбенту. По мере движения силикагеля в десорбере сверху вниз, а десорбирующегося воздуха снизу вверх водяной пар переходит из адсорбента в десорбирующий воздух. Силикагель выходит из десорбера внизу и, пройдя кран К-4, поступает в пневмотранспортную трубу 11, по которой перемещается вверх потоком воздуха, поступающего из воздуходувки 1 через вентиль К-5 и расходомер 10. Из циклона 7 транспортирующий воздух выходит в помещение, а силикагель поступает на верхнюю тарелку адсорбера. Остаточное содержание воды в силикагеле, выходящем из десорбера, зависит от температуры десорбции.

За время перемещения по пневмотранспортной трубе силикагель успевает охладиться практически до температуры транспортирующего воздуха.

Десорбирующий поток воздуха, содержащий выделившийся из силикагеля водяной пар, выходит из десорбера сверху, проходит через фильтр 12 и поступает в межтрубное пространство холодильника-конденсатора 13, охлаждаемого водой, которую подают в змеевик. Здесь из него конденсируется водяной пар. Сконденсировавшаяся вода стекает в бюретку 14, а охлажденный воздух, выйдя сверху из холодильника 13, проходит расходомер 16, воздуходувку 17, фильтр-осушитель 18, электроподогреватель 19 и вновь поступает в десорбер. Таким образом десорбирующий воздух циркулирует в замкнутом цикле. Температуру воздуха, выходящего из подогревателя 19, измеряют термомпарой и регулируют потенциометром.

Методика проведения работы

Перед пуском установки следует ознакомиться с содержанием работы и установкой. Далее:

1. Проверить, хорошо ли смочен в психрометре шарик мокрого термометра.

2. Закрыть кран *K-4*. Открыв вентили *K-1* и *K-6*, подать охлаждающую воду на воздуходувку *1* и холодильник *13* так, чтобы не происходило накопления воды в смотровых фонарях *15*.

3. Открыв вентили *K-2* и *K-5*, включить рубильником воздуходувки *1* и *17*, электроподогреватель *19* и наружный обогрев десорбера *9*.

4. Включить на приборном щите потенциометр и электромагнитные реле.

5. По расходомерам *4* и *10*, установленным на приборном щите, вентилями *K-2* и *K-5* установить заданные преподавателем расходы воздуха на адсорбер и пневмотранспорт.

6. Открыть кран *K-4* на подаче адсорбента из десорбера *9* в пневмотранспортную трубу *11*.

7. Когда в десорбере будет достигнута необходимая температура¹ (об этом дает сигнал потенциометр, включающий световое табло), приступить к замерам.

Замеры производят каждые 3 мин, их результаты записывают в отчетную таблицу. Продолжительность испытания при одном расходе воздуха — примерно 15 мин. Таких испытаний делают несколько при разных расходах воздуха (по указанию преподавателя).

По окончании замеров останавливают установку. Для этого:

- 1) закрывают кран *K-4*;
- 2) выключают рубильник и выключатели;
- 3) закрывают вентили *K-1*, *K-2* и *K-6*.

Обработка опытных данных и составление отчета

Для каждого расхода воздуха:

1. Определяют расход воды (кг/с), поглощенной из воздуха силикагелем (собранный в бюретке *14*)

$$M = \frac{v_w \rho}{\tau \cdot 10^6} \quad (21-8)$$

где v_w — объем воды, собранной в бюретке за время испытания, см³;

ρ — плотность воды, кг/м³;

τ — продолжительность испытания, с.

2. По показаниям сухого (t) и мокрого (t_m) термометров психрометра находят по диаграмме $I-x$ Рамзина (где I — энтальпия; x — влагосодержание воздуха) влагосодержание воздуха, поступающего в адсорбер, x_n и парциальное давление водяного пара p (см. рис. 21-4).

¹ Продолжительность прогрева десорбера около 30 мин.

3. Определяют массовый расход сухого воздуха G (кг/с), проходящего через адсорбер

$$(\Pi - p)V = \frac{G}{M_B} RT \quad (21-9)$$

где Π — барометрическое давление, Па;

p — парциальное давление водяного пара, Па;

V — объемный расход влажного воздуха, м³/с (определяют по градуировочному графику расходомера 4);

M_B — молярная масса воздуха, кг/кмоль;

R — газовая постоянная, равная 8310 Дж/(кмоль·К);

T — температура воздуха, К.

4. Из уравнения (21-3)

$$M = G(x_H - x_B)$$

находят x_B . Определяют степень поглощения водяного пара

$$C_H = \frac{x_H - x_B}{x_H} \quad (21-10)$$

5. Определяют расход силикагеля L (кг/с), проходящего через адсорбер

$$L = \frac{V_c \rho_c}{\theta \cdot 10^6} \quad (21-11)$$

где V_c — объем силикагеля (см³), проходящий через расходомерную трубку δ за время θ (с);

ρ_c — насыпная плотность сухого силикагеля ШСМ ($\rho_c = 770$ кг/м³).

6. Определяют содержание воды в силикагеле на входе в адсорбер z_B .

Если бы поверхность массообмена в адсорбере была бесконечно большой, то влагосодержание воздуха, выходящего сверху из адсорбера, достигало бы в пределе наименьшего возможного значения x_B^* , равновесного с z_B (см. рис. 21-2). В реальных условиях равновесие не достигается и x_B будет всегда больше x_B^* . На основании опытных данных можно принять, что в изучаемой установке $x_B = 1,18 x_B^*$, откуда:

$$x_B^* = 0,85 x_B \quad (21-12)$$

Построив в координатах $z-x$ линию равновесия — изотерму адсорбции (данные для построения приведены в Приложении — табл. VIII), определяют по ней влагосодержание силикагеля z_B при $x_B^* = 0,85 x_B$.

7. Из уравнения (21-3)

$$M = L(z_H - z_B)$$

находят z_H .

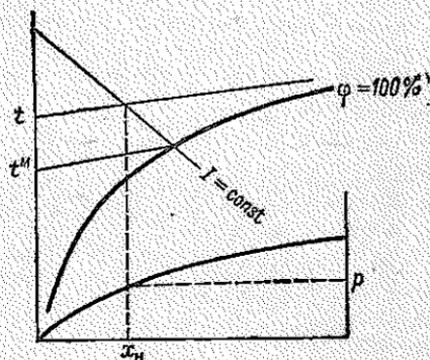


Рис. 21-4. Определение x_H и p по диаграмме Рамзина.

Время от начала опыта	Показания термометров психрометра, °С		Время прохождения ... см ³ адсорбента через расходомерную трубку (по секундомеру) θ , с
	сухого t	мокрого t_M	
	Среднее:	Среднее:	Среднее:

8. Наносят на график рабочую линию AB (см. рис. 21-2) и определяют Δx_n и Δx_b . Затем находят Δx_{cp} по уравнению (21-5).

9. Из уравнения массопередачи (21-4) находят значение объемного коэффициента массопередачи K_V . Объем силикагеля в адсорбционной колонне V_c рассчитывают по уравнению

$$V_c = 0,785D^2nh \quad (21-13)$$

где D — внутренний диаметр адсорбера ($D = 0,1$ м);

n — число тарелок в колонне;

h — высота слоя силикагеля (неподвижного) на тарелке ($h = 0,035$ м).

Отчет о выполненной работе должен включать: а) задание; б) схему установки со спецификацией; в) таблицу измеренных величин; г) все расчеты по пп. 1—9; д) график равновесной линии (изотермы адсорбции) и рабочей линии; е) график зависимости K_V от расхода (скорости) воздуха.

Контрольные вопросы к работе 21

1. Что является движущей силой процесса адсорбции на любой тарелке адсорбера?
2. Что такое «изотерма адсорбции»?
3. Каким отрезком изображается движущая сила процесса адсорбции на графике $z-x$?
4. Чем определяется наклон рабочей линии на этом графике?
5. Какой физический смысл имеет точка на рабочей линии, что она показывает?
6. Кроме принятого в этой работе выражения для движущей силы процесса адсорбции разностью каких двух других величин она также может быть выражена? Какой вид при этом будет иметь уравнение массопередачи для адсорбера?
7. Почему в адсорбере воздух отдает водяной пар силикагелю, а в десорбере получает его от силикагеля?
8. Что является движущей силой процесса десорбции?
9. Какой вид имеет график $z-x$ с рабочей и равновесной линиями для процесса десорбции?

ТАБЛИЦА

Показание бюретки, см ³	Показания дифманометров, мм вод. ст.					
	воздух на адсорбер		воздух на пневмотранспорт		воздух на десорбер	
	мм вод. ст.	Па	мм вод. ст.	Па	мм вод. ст.	Па
	Среднее:					

10. Как определяют влагосодержание воздуха по показаниям сухого и мокрого термометров?

11. Для чего служит электромагнитное реле?

Дополнительная литература

Романков П. Г., Лепилин В. Н. Непрерывная адсорбция паров и газов. Л., Химия, 1968. 228 с.

Работа 22

ИЗУЧЕНИЕ ПРОЦЕССА СУШКИ В ВОЗДУШНОЙ ЦИРКУЛЯЦИОННОЙ СУШИЛКЕ

Введение

Сушкой называют процесс удаления влаги из влажных материалов путем ее испарения. Весьма распространенным способом проведения этого процесса в промышленных условиях является конвективная сушка, т. е. сушка в токе нагретого воздуха.

При контакте влажного материала с сухим нагретым воздухом начинается испарение влаги с поверхности материала и диффузия образующегося пара через пограничный слой газа в окружающий воздух. В материале возникает градиент концентраций влаги, и она начинает перемещаться из внутренних слоев к поверхности.

Пока влагосодержание u' материала велико (обычно в начале процесса), влага, диффундирующая из глубинных слоев к наружным, будет полностью смачивать поверхность материала. В этих условиях количество влаги, испаряющееся с единицы поверхности материала за единицу времени, определяется скоростью, с которой влага диффундирует через пограничный слой воздуха, насыщенного влагой. При постоянстве внешних условий (температуры

воздуха, его влагосодержания, скорости и направления движения) скорость сушки $\Delta u' / \Delta \tau$, т.е. масса влаги, испарившаяся из единицы массы материала за единицу времени, будет постоянной. Поэтому этот период сушки называют *периодом постоянной скорости* или *периодом внешней диффузии* (рис. 22-1, участок I).

Поскольку в период постоянной скорости сушки поверхность материала покрыта пленкой влаги, которая испаряется при температуре мокрого термометра, то температура высушиваемого материала в этот период будет постоянной, приблизительно равной температуре мокрого термометра.

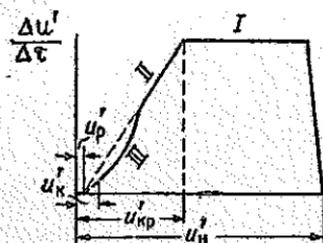


Рис. 22-1. Зависимость скорости сушки от влагосодержания.

Когда влагосодержание материала уменьшится и влаги, подводимой к наружным слоям, будет недостаточно для полного смачивания поверхности, то сначала на ней появятся сухие участки («островки»), а затем вся поверхность материала окажется сухой, и зона испарения углубится внутрь материала. С момента, когда количество влаги, подводимой к поверхности, становится меньшим того, которое могло бы испариться, скорость сушки будет падать. Влагосодержание материала, при котором начинается период падающей скорости, называют критическим $u'_{кр}$.

Сушку обычно заканчивают по достижении некоторого конечного влагосодержания $u'_к$, определяемого требованиями технологической практики. В пределе же конвективная сушка может продолжаться до тех пор, пока материал не достигнет равновесного влагосодержания, т.е. влагосодержания, равновесного влагосодержанию нагретого воздуха, являющегося сушильным агентом.

В период падающей скорости течение процесса сушки обуславливается диффузией влаги к поверхности испарения, т.е. внутренней диффузией, скорость которой определяется структурой материала и его температурой, но мало зависит от внешних условий (см. рис. 22-1, участки II и III).

Непосредственно за моментом достижения критического влагосодержания наступает период, когда сокращение смоченной поверхности (появление сухих участков) приводит к уменьшению количества влаги, удаляемой со всей геометрической поверхности высушиваемого материала, т.е. к падению общей скорости сушки, хотя скорость испарения влаги со смоченной части поверхности не изменяется. В течение этого периода скорость сушки пропорциональна содержанию влаги в материале (см. рис. 22-1, участок II).

При дальнейшем уменьшении влагосодержания вся зона испарения перемещается в глубь материала и начинается период, когда скорость сушки будет зависеть только от скорости, с которой влага диффундирует к поверхности материала (см. рис. 22-1, участок III). Для различных материалов вид кривой скорости сушки

в этом периоде может быть различным. Он зависит от физической природы высушиваемого материала и от условий сушки.

В периоде падающей скорости сушки температура материала превышает температуру мокрого термометра и при достижении материалом равновесного влагосодержания становится равной температуре воздуха.

При проектировании сушильных установок, как и аппаратов для других технологических операций, очень важным является расчет времени проведения процесса.

В течение периода внешней диффузии скорость испарения влаги с поверхности влажного материала равна скорости, с которой влага диффундирует через пленку насыщенного воздуха.

Продолжительность периода постоянной скорости сушки может быть определена по уравнению

$$\tau_1 = \frac{1}{K} (u'_n - u'_{кр}) \quad (22-1)$$

где K — константа скорости сушки, $1/с$;
 u'_n и $u'_{кр}$ — начальное и критическое влагосодержание материала, считая на абсолютно сухое вещество.

В течение периода падающей скорости сушки влага внутри твердого материала перемещается как в виде жидкости, так и в виде пара под действием капиллярных сил и теплового воздействия. Скорость внутренней диффузии зависит от структуры материала и его температуры, а также от физико-химических свойств жидкости. Ввиду чрезвычайно большого числа факторов, определяющих скорость процесса сушки в период падающей скорости, строгое математическое описание его весьма сложно.

Продолжительность периода падающей скорости сушки в большинстве случаев можно найти только по экспериментальным данным.

При инженерных расчетах допустимо предположение, что зависимость между скоростью сушки и влагосодержанием материала в течение всего периода падающей скорости сушки (от критического до равновесного влагосодержания) характеризуется прямой зависимостью (см. рис. 22-1). В этом случае продолжительность периода падающей скорости сушки можно определить по приближенному уравнению

$$\tau_2 = \frac{u'_{кр} - u'_p}{K} 2,3 \lg \frac{u'_{кр} - u'_p}{u'_к - u'_p} \quad (22-2)$$

здесь $u'_п$ и $u'_к$ — равновесное и конечное влагосодержание материала, считая на абсолютно сухое вещество.

Цель работы. 1. Определение зависимости скорости сушки от влагосодержания материала и нахождение константы уравнения скорости сушки.

2. Определение времени сушки, необходимого для достижения заданного конечного влагосодержания материала, и сопоставление с опытными данными.

Описание установки (рис. 22-2)

Опытная установка, предназначенная для изучения процесса конвективной сушки, состоит из сушильной камеры 1 прямоугольного сечения шириной 0,15 м, высотой 0,2 м и длиной 0,7 м и циркуляционного трубопровода 2 диаметром 0,15 м. Общая длина установки 3,5 м, высота 1,5 м.

Воздух подогревается электрическим калорифером 3 (состоящим из четырех секций, каждая мощностью 2,2 кВт), расположенным в горизонтальной части циркуляционного трубопровода.

Температура воздуха регулируется автоматически контактным гальванометром 5. Горячий спай термопары помещен в воздуховод

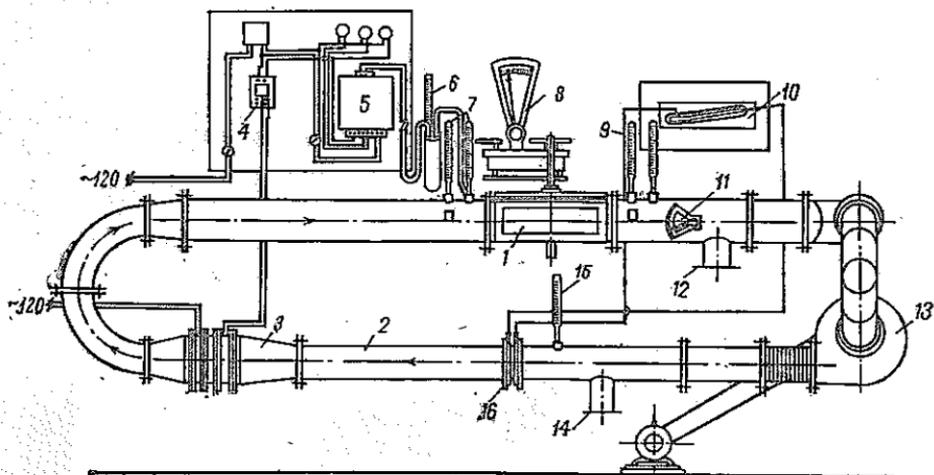


Рис. 22-2. Схема воздушной циркуляционной сушилки:

1—сушильная камера; 2—циркуляционный трубопровод; 3—калорифер; 4—реле; 5—контактный гальванометр; 6, 9, 15—термометры; 7—психрометр; 8—весы; 10—дифференциальный манометр; 11, 12, 14—задвижки; 13—вентилятор; 16—диафрагма.

у входа в сушильную камеру навстречу потоку горячего воздуха, холодный — в сосуд Дьюара, в котором поддерживается постоянная температура, контролируемая термометром 6¹. Термопара соединена с контактным магнитоэлектрическим гальванометром, смонтированным на щите. В цепь термопары введен двухполюсный рубильник для проверки нуля контактного гальванометра.

Одна из секций электрического калорифера соединена с контактным гальванометром через электромагнитное реле 4 типа АР-1. Питание реле и контактного гальванометра подается через понижающий трансформатор 120/12 В. Над контактным гальванометром помещено сигнальное устройство. При нормальной (задан-

¹ Так как шкалу гальванометра градуировали при $t_0 = 20^\circ\text{C}$, т. е. при комнатной температуре, то в опытах эту температуру можно не контролировать.

ной) температуре включается желтая лампа, при недогреве — зеленая, при перегреве — красная.

Воздух в сушильную камеру подается вентилятором (№ 1) 13, который делает 16 об/с и приводится во вращение ременной передачей от электродвигателя мощностью 0,8 кВт.

Для регулирования расхода воздуха, вывода части отработанного воздуха и подачи свежего служит регулирующая поворотная задвижка 11 внутри трубопровода и задвижки 12 и 14 на патрубках.

Скорость воздуха, поступающего в сушилку, измеряют нормальной диафрагмой 16 с дифференциальным манометром 10, установленной на циркуляционном трубопроводе.

Для измерения относительной влажности воздуха до сушильной камеры на трубопроводе установлен психрометр 7. Температуру воздуха, выходящего из сушильной камеры, измеряют термометром 9.

Для измерения температуры воздуха, проходящего через диафрагму, установлен термометр 15. Влажный материал загружают внутрь камеры 1 на рамку, закрепленную на одной из чашек циферблатных весов¹ 8, установленных на площадке над сушильной камерой.

Методика проведения работы

Включают вентилятор и калорифер (задвижки 11, 12 и 14 в зависимости от желаемой степени рециркуляции воздуха устанавливает преподаватель). Когда будет достигнута заданная температура воздуха (желтый свет на сигнальном устройстве), на полки сушильной камеры загружают влажный материал². Через 3—5 мин, когда снова будет достигнута требуемая температура воздуха, с интервалом 2 мин начинают снимать показания контрольно-измерительных приборов.

Опыт заканчивают после того, как прекратится убыль массы материала. Результаты опыта заносят в отчетную таблицу.

Обработка опытных данных и составление отчета

Равновесное влагосодержание материала с точностью, достаточной для инженерных расчетов, определяют по экспериментально полученному графику (рис. 22-3). Соотношение между содержанием влаги, отнесенным к общей массе влажного материала u , и содержанием влаги, отнесенным к абсолютно сухому веществу u' , находят по формуле:
$$u = \frac{100u'}{100 + u'}$$

¹ Весы до 200 г с ценой деления 2 г.

² Целлюлоза, картон и т. д.

Затем на миллиметровой бумаге в выбранном масштабе строят кривую «убыль влаги — время» (рис. 22-4) и кривую «скорость сушки — влагосодержание». По кривой на рис. 22-5 находят значение критического влагосодержания и из уравнения (22-1) — константу уравнения скорости сушки.

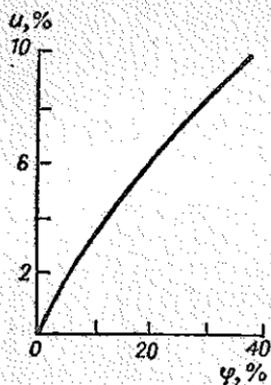


Рис. 22-3. Зависимость равновесного влагосодержания картона (% к общей массе) u от относительной влажности ψ воздуха, поступающего в сушилку, при 90°C .

Скорость воздуха (м/с) в циркуляционном трубопроводе определяют по формуле

$$\omega_{\text{ц}} = \alpha \frac{d^2}{D^2} \sqrt{2 \frac{h \cdot 9,81}{\rho}} \quad (22-3)$$

где α — коэффициент расхода диафрагмы (0,636);

d — диаметр отверстия диафрагмы (75 мм);

D — диаметр трубопровода (150 мм);

h — среднее за опыт показание дифференциального манометра, мм вод. ст.;

ρ — плотность воздуха, кг/м^3 (рассчитывают по среднему за опыт значению температуры у диафрагмы t_3).

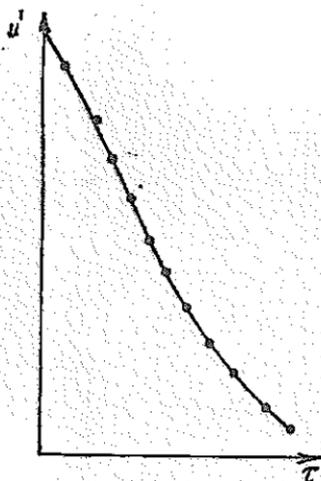


Рис. 22-4. Зависимость влагосодержания от времени.

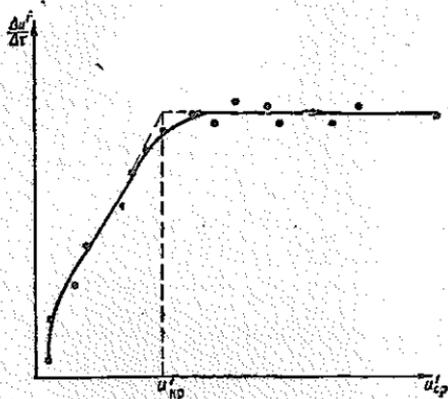


Рис. 22-5. Зависимость скорости сушки от влагосодержания.

Для определения скорости воздуха в сушильной камере делают пересчет по формуле

$$\omega_{\text{к}} = \omega_{\text{ц}} \frac{F_{\text{ц}} (273 + t)}{F_{\text{к}} (273 + t_3)} \quad (22-4)$$

ОТЧЕТНАЯ ТАБЛИЦА

Высушиваемый материал ...
Относительная влажность воздуха, поступающего в сушильную камеру, $\varphi = \dots \%$

Равновесная влажность материала $u_p = \dots \%$
Масса абсолютно сухого материала $G_c = \dots \text{г}$

№ по порядку	Текущее время t , мин	Итерная продолжительность Δt , мин	Показания термометров		Показания термометров t_c		Показание дифференциала h , мм вод. ст.	Показание весов G , г	Рассчитанные величины														
			сухого t_1	мокрого t_2	на выходе из камеры t_3	у дифференциала t_4			Содержание влаги в материале $W = G - G_c$, кг	Влагоудержание материала, считая на абсолютно сухое вещество $u' = \frac{G}{W} - 100, \%$	Изменение влагоудержания $\Delta u, \%$	Скорость сушки $\frac{\Delta u'}{\Delta t}$, кг/(кг·с)	Среднее влагоудержание материала за время между двумя замерами $\bar{u}, \%$										
Среднее:																							

† Эта величина откладывается по оси абсцисс на графике зависимости скорости сушки от влагоудержания.

где F_k и F_n — площади поперечного сечения камеры и циркуляционного трубопровода соответственно;

t — температура воздуха в камере (определяют как среднее арифметическое значение из средних температур t_1 и t_2 — температуры сухого термометра t_1 и на выходе из камеры t_2).

Время сушки, необходимое для достижения заданного конечного влагосодержания материала, рассчитывают по уравнению (22-2).

Отчет о работе должен содержать: а) задание; б) схему установки со спецификацией; в) отчетную таблицу; г) все необходимые расчеты; д) графические зависимости.

Контрольные вопросы к работе 22

1. Какой технологический процесс называют сушкой?
2. Что является движущей силой процесса сушки?
3. Что называют скоростью сушки?
4. Чем определяется скорость сушки в первом периоде? (Как иначе называют этот период сушки?) При каких условиях скорость сушки в первом периоде постоянна?
5. Чем определяется скорость сушки во втором периоде? (Как иначе называют этот период сушки?)
6. Что такое равновесное влагосодержание материала и от чего зависит его значение? Что такое критическое влагосодержание материала?
7. Как изменяется температура материала в процессе конвективной сушки?
8. Почему при сушке влага в материале перемещается из внутренних слоев к поверхности?
9. Что такое относительная влажность воздуха?
10. По показаниям каких приборов и как можно найти относительную влажность воздуха, пользуясь диаграммой Рамзина?
11. Для чего измеряют температуру воздуха перед диафрагмой?
12. Почему при сушке часть воздуха, циркулирующего в аппарате, заменяют свежим воздухом из помещения?

Дополнительная литература

Лыков А. В. Теория сушки. Изд. 2-е. М., Энергия, 1968. 471 с.

Работа 23

ИСПЫТАНИЕ БАРАБАННОЙ СУШИЛКИ

Введение

Барабанные сушилки широко применяют в химической и других отраслях промышленности для сушки различных сыпучих материалов. В зависимости от свойств высушиваемого материала выбирают температуру сушильного агента (воздуха или дымовых газов), а также схему направления потоков (противоток или проток).

Барабанные сушилки по принципу действия подразделяют на три группы:

1. Сушилки прямого действия, в которых сушильный агент непосредственно соприкасается с высушиваемым материалом.

2. Сушилки непрямого действия, в которых сушильный агент не соприкасается с материалом, а вся необходимая теплота передается материалу через стенку.

3. Сушилки смешанного действия, в которых сушильный агент передает материалу часть теплоты через стенку, а часть — путем непосредственного соприкосновения.

Наибольшее распространение имеют барабанные сушилки прямого действия.

Для определения эффективности сушильной установки необходимо произвести следующие расчеты.

Удельный расход топочных газов (кг сухого газа на 1 кг выпаренной влаги)

$$l = \frac{1}{x_2 - x_1} \quad (23-1)$$

где x_1 и x_2 — влагосодержание газов на входе и выходе соответственно, кг влаги на 1 кг сухого газа.

Удельный расход теплоты (Дж на 1 кг испаренной влаги)

$$q = \frac{I_1 - I_0}{x_2 - x_1} \quad (23-2)$$

где I_1 и I_0 — энтальпия газов на входе в сушилку и атмосферного воздуха, Дж на 1 кг сухого газа.

Объемный коэффициент теплопередачи [Вт/(м³·К)]

$$K_V = \frac{Q_{\text{пол}}}{V_{\text{бар}} \Delta t_{\text{ср}}} \quad (23-3)$$

где $Q_{\text{пол}}$ — теплота, затраченная на нагрев материала и на испарение влаги (полезная), Вт;

$V_{\text{бар}}$ — объем барабана, м³;

$\Delta t_{\text{ср}}$ — средняя разность температур между газами и материалом, °С.

Коэффициент заполнения сушилки (%)

$$\beta = \frac{\tau_{\text{суш}} V_{\text{под}} \cdot 100}{V_{\text{бар}}} \quad (23-4)$$

где $\tau_{\text{суш}}$ — продолжительность пребывания материала в сушилке, с;

$V_{\text{под}}$ — скорость (объемная) подачи материала в сушилку, м³/с.

Тепловой к. п. д. установки

$$\eta = \frac{Q_{\text{пол}}}{Q_p^{\text{в}} V_{\text{г}} \rho_{\text{г}}} \quad (23-5)$$

где $Q_p^{\text{в}}$ — высшая теплотворная способность газообразного топлива (при сушке топочными газами), поступающего в топку сушилки, Дж/кг;

V_r — расход газа (топлива), м³/с;
 ρ_r — плотность газа, кг/м³.

Цель работы — практическое ознакомление с работой барабанной сушилки и определение основных величин, характеризующих эффективность сушильной установки.

Описание установки (рис. 23-1)

Влажный материал из бункера 1 при помощи ленточного питателя 2 поступает по лотку 4 в сушилку, пройдя предварительно

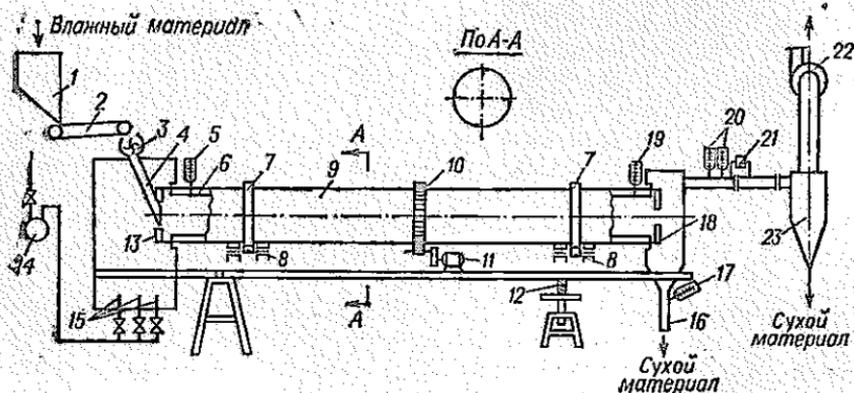


Рис. 23-1. Схема барабанной сушилки:

1 — бункер; 2 — питатель; 3 — ячеевый питатель; 4 — лоток; 5, 17, 19 — термометры; 6 — насадка; 7 — бандажи; 8 — опорные ролики; 9 — барабан; 10 — зубчатый венец; 11 — электродвигатель; 12 — винт; 13, 18 — кольца; 14 — газовый счетчик; 15 — горелки; 16 — приемник; 20 — психрометр; 21 — расходомер; 22 — вытяжной вентилятор; 23 — циклон.

ячеевый питатель 3, необходимый для обеспечения герметичности установки.

Основной частью сушильной установки является вращающийся барабан 9 диаметром 250 мм и длиной 3 м с переменным углом наклона¹. На барабане имеются два бандажа 7, каждый из которых катится по двум опорным роликам 8, укрепленным на металлической раме, и зубчатый венец 10, служащий для приведения барабана во вращение от электродвигателя 11 через редуктор. Для регулирования частоты вращения барабана (в пределах от 0,1 до 0,2 об/с) установлен двигатель постоянного тока мощностью 0,5 кВт. Для предохранения барабана от сползания имеются два упорных ролика². Изменение угла наклона барабана достигается с помощью винта 12.

Внутри барабана имеется насадка 6, состоящая из четырех уголков размером 50 × 50 мм, прикрепленных шпильками к стен-

¹ Производственные сушилки имеют чаще всего постоянный угол наклона.

² Два упорных ролика (на рис. 23-1 не показаны) установлены для того, чтобы установка могла работать по принципу прямотока и противотока. Производственные сушилки устанавливают либо на прямоток, либо на противоток.

кам барабана. Назначение насадки — дать за один оборот барабана возможно большее число пересыпаний материала. Со стороны входа газов установлено кольцо 13, препятствующее высыпанию материала, а на выходе имеется подпорное кольцо 18, обеспечивающее большее заполнение барабана материалом и увеличивающее таким образом время пребывания его в сушилке. При вращении барабана материал проходит вдоль сушилки.

Сушка производится смесью воздуха с топочными газами, получающимися при сгорании бытового газа. Из сети газ, расход которого измеряется счетчиком 14, поступает в горелки 15, которыми инжектируется воздух. Воздух, необходимый для разбавления продуктов сгорания, подсасывается через щель за счет некоторого разрежения, создаваемого вытяжным вентилятором 22. Величину щели, а следовательно, и количество подсасываемого воздуха можно регулировать.

Высушенный материал выгружают в приемник 16, а отработанные газы поступают в циклон 23, в котором происходит улавливание материала (пыли), унесенного с газами¹.

Отсасывание газов из циклона производится вытяжным вентилятором 22. Барабан покрыт слоем тепловой изоляции толщиной 50 мм.

Температуру поступающих в сушилку газов измеряют термометром 5, а газов, уходящих из сушилки, — термометром 19, их влагосодержание — психрометром 20, а количество — при помощи расходомера 21. Влагосодержание атмосферного воздуха измеряют психрометром, установленным в помещении.

Количество загружаемого влажного материала определяют следующим образом: до начала работы измеряют производительность питателя взвешиванием выходящего из него материала в течение некоторого промежутка времени и определяют таким образом количество материала, проходящего через сушилку за время опыта, а затем и за единицу времени.

Количество высушенного материала определяют взвешиванием приемника до и после опыта, а его температуру — термометром 17. Расход газа измеряют обычным газовым счетчиком.

Методика проведения работы

Сушильную установку прогревают до установившегося режима (по заданию). Одновременно в бункер загружают влажный материал в количестве, необходимом для опыта, отобрав предварительно пробу для анализа. Отбор проб производят на специальном столе по методу квадратов. Затем определяют насыпную плотность материала и его влажность².

¹ Лабораторная установка ЛТИ в качестве пылеулавливающего устройства имеет мокрый скруббер, одновременно охлаждающий газы.

² Для определения влажности материала следует воспользоваться одним из экспресс-методов (например, карбидным или при помощи радиовлагомера).

Когда режим установится (показания термометров 5 и 19 остаются постоянными), включают вентилятор и двигатель барабана и начинают загрузку материала. Регистрацию показаний контрольно-измерительных приборов производят каждые 5—10 мин. Время пребывания материала в барабане (продолжительность сушки) определяют от момента окончания загрузки до момента прекращения высыпания материала из разгрузочного конца барабана. По окончании опыта высушенный материал взвешивают, из него отбирают пробу для определения насыпной плотности и влажности. Полученные данные заносят в отчетную таблицу.

Обработка опытных данных и составление отчета

Условия опыта:

Высушиваемый материал	Па
Угол наклона барабана α	Влажность материала до сушки u_1 , %
Частота вращения барабана n , об/с	Влажность материала после сушки u_2 , %
Продолжительность пребывания материала в сушилке $\tau_{\text{суш}}$, с	Количество влажного материала g_1 , кг на опыт
Барометрическое давление Π , мм рт. ст.	или G_1 , кг/с
	Количество высушенного материала (в приемнике) g_2 , кг на опыт
	или G_2 , кг/с
	Теплоемкость абсолютно сухого материала c , Дж/(кг·К)
	Продолжительность опыта τ , мин
	Насыпная плотность влажного материала $\rho_{\text{н1}}$, кг/м ³
	Насыпная плотность высушенного материала $\rho_{\text{н2}}$, кг/м ³
	Теплотворная способность газа $Q_{\text{р}}$, Дж/кг
	Плотность газа $\rho_{\text{г}}$, кг/м ³
	Расход сухого газа $V_{\text{с.г}}$, м ³ на опыт

Порядок расчета:

1. Количество влаги, выпаренной в сушилке в единицу времени (кг/с):

$$W = G_1 \left(1 - \frac{100 - u_1}{100 - u_2} \right)$$

2. Количество материала, высушенного в единицу времени (кг/с):

$$G_2 = G_1 - W$$

3. Количество газов (сухих), уходящих из сушилки в единицу времени

$$L = \frac{V_{\text{с.г}}}{v_{\text{уд}}} = \frac{0,785 D^2 \omega}{v_{\text{уд}}}$$

где D — диаметр воздуховода, по оси которого установлена трубка Пито — Прандтля ($D = 0,1$ м);

ω — средняя скорость газов в воздуховоде, м/с:

$$\omega = 0,9 \sqrt{2 \frac{9,81 \Delta p}{\rho}}$$

$v_{уд}$ — удельный объем уходящих газов, м³ на 1 кг сухого газа

$$v_{уд} = \frac{R_r T}{P - p}$$

Δp — показание дифференциального манометра трубки Пито — Прандтля, мм вод. ст.

ρ — плотность газов при температуре t , кг/м³.

R_r — газовая постоянная для смеси газов, уходящих из сушилки¹;

T — температура уходящих газов, К;

p — парциальное давление водяных паров, Па.

Для определения парциального давления необходимо знать влажностное содержание уходящих газов x_2 , которое находят из $I-x$ диаграммы по показаниям психрометра 20.

4. Количество водяных паров, уходящих из сушилки в единицу времени (кг/с):

$$W_2 = Lx_2$$

5. Влажностное содержание газов (кг влаги на 1 кг сухого газа), поступающих в сушилку

$$x_1 = \frac{W_1}{L}$$

где $W_1 = W_2 - W$ [кг/с].

6. Удельный расход газов — по формуле (23-1).

7. Удельный расход теплоты — по формуле (23-2).

Значения энтальпии I_1 и I_0 взяты из диаграммы $I-x$ по t_{1t} , x_1 и t_0 , t_0^M .

8. Напряжение сушилки [кг/(м³·с)] по испаряемой влаге:

$$A = \frac{W}{V_{бар}}$$

9. Объемный коэффициент теплопередачи — по уравнению (23-3), при этом значения $Q_{пол}$ (Вт) и $\Delta t_{ср}$ — по формулам:

$$Q_{пол} = Wq$$
$$\Delta t_{ср} = \frac{(t_1 - \theta_1) - (t_2 - \theta_2)}{2,3 \lg \frac{t_1 - \theta_1}{t_2 - \theta_2}}$$

10. Коэффициент заполнения сушилки — по формуле (23-4), при этом значение $V_{под}$ — по уравнению:

$$V_{под} = \frac{G_1}{\rho_H}; \quad \rho_H = \frac{\rho_{H1} + \rho_{H2}}{2}$$

11. Тепловой к. п. д. установки — по формуле (23-5).²

Отчет о работе должен содержать: а) задание; б) схему установки со спецификацией; в) отчетную таблицу; г) необходимые расчеты.

¹ Ввиду того, что продукты сгорания газа разбавлены большим количеством воздуха, R_r можно брать как для воздуха.

ОТЧЕТНАЯ ТАБЛИЦА

№ по пор.	Время τ , мин	Показание газового счетчика U , м ³	Показания термометров психрометра, °С				Температура материала, °С		Показание дифманометра Δp		Температура газов, °С	
			атмосферный воздух		отходящие газы		влажного θ_1	высушенного θ_2	мм вод. ст.	Па	на входе t_1	на выходе t_2
			сухого t	мокрого t^M ₀	сухого t_2	мокрого t^M ₃						
Среднее:												

Контрольные вопросы в работе 23 см. в работе 22.

Дополнительная литература

Лыков М. В. Сушка в химической промышленности. М., Химия, 1970. 429 с.

Работа 24

ИССЛЕДОВАНИЕ ПРОЦЕССА СУШКИ
ВО ВЗВЕШЕННОМ СЛОЕ

Введение

Сушка влажных материалов является одним из широко распространенных технологических процессов в химической и других отраслях промышленности. Разнообразие свойств материалов, подвергающихся сушке, вызывает необходимость создания различных конструкций сушильных аппаратов. В последние годы для интенсификации многих технологических процессов, при которых твердая дисперсная фаза взаимодействует с газообразной или жидкой средой, используют установки взвешенного (кипящего, псевдооживленного) слоя. К таким процессам относится и процесс сушки зернистых материалов во взвешенном слое. Преимуществом этого метода сушки является прежде всего высокая интенсивность процесса и простота конструкции аппаратов¹.

¹ О гидравлике взвешенного слоя см. работу 10.

Установки для сушки материалов во взвешенном слое могут работать как в периодическом, так и в непрерывном режимах. При *периодическом процессе* влажный материал загружают одновременно в аппарат, высушивают до заданного влагосодержания, после чего выгружают из аппарата. В таком режиме ведут процесс только в малотоннажных производствах. Если материал, подлежащий сушке, подают в аппарат непрерывно и высушенный материал также непрерывно выгружают из аппарата, то такой режим называют *непрерывным* и применяют как в малотоннажных, так и в многотоннажных производствах. Установку непрерывного действия, как правило, легче автоматизировать, что отвечает современным требованиям к промышленному оборудованию.

По физической схеме взаимодействия влажной частицы с потоком сушильного агента сушка во взвешенном слое является разновидностью процесса конвективной сушки и обезвоживание отдельной частицы может идти как в периоде постоянной, так и в периоде падающей скорости сушки.

При работе по непрерывной схеме, вследствие интенсивного перемешивания материала во взвешенном слое, разные его порции находятся в зоне сушки неодинаковое время и, следовательно, частицы выгружаемого материала могут иметь различное содержание влаги (от влагосодержания исходного материала до влагосодержания, равновесного влагосодержанию сушильного агента)¹. Неравномерность влагосодержания выгруженного продукта может быть лишь уменьшена в той или иной степени в сушилках, работающих со слоем малой высоты и с направленным перемещением материала в слое. Практически полная равномерность сушки материала во взвешенном слое может быть достигнута только при периодическом режиме работы аппарата. В большинстве случаев некоторая неравномерность конечной влажности высушенного материала незначительна, поскольку технологам интересуют только среднее влагосодержание выгружаемого из сушилки материала, достигаемое всеми частицами при дальнейшем хранении на складе.

Цель работы — ознакомление с работой сушилки взвешенного слоя и определение основных характеристик процесса.

Описание установки (рис. 24-1)

Влажный материал (частицы силикагеля диаметрами от 2 до 5 мм) подают в сушильную камеру из бункера 1, внутри которого на вертикальном валу с небольшой частотой вращается проволочный рыхлитель. Такой питатель обеспечивает равномерную подачу слабокомкующихся сыпучих продуктов.

Сушильная камера 2 имеет цилиндроконическую форму и в нижней части снабжена решеткой 4, предохраняющей материал

¹ Если эта работа выполняется до ознакомления с циркуляционной сушилкой, то при подготовке к исследованию необходимо изучить также введение к работе 22.

от проваливания в подводящий трубопровод в случае прекращения подачи сушильного агента (воздуха). Цилиндроконическая форма аппарата является одной из наиболее целесообразных. Такие аппараты можно применять для сушки полидисперсных материалов широкого фракционного состава, для сушки комкующихся

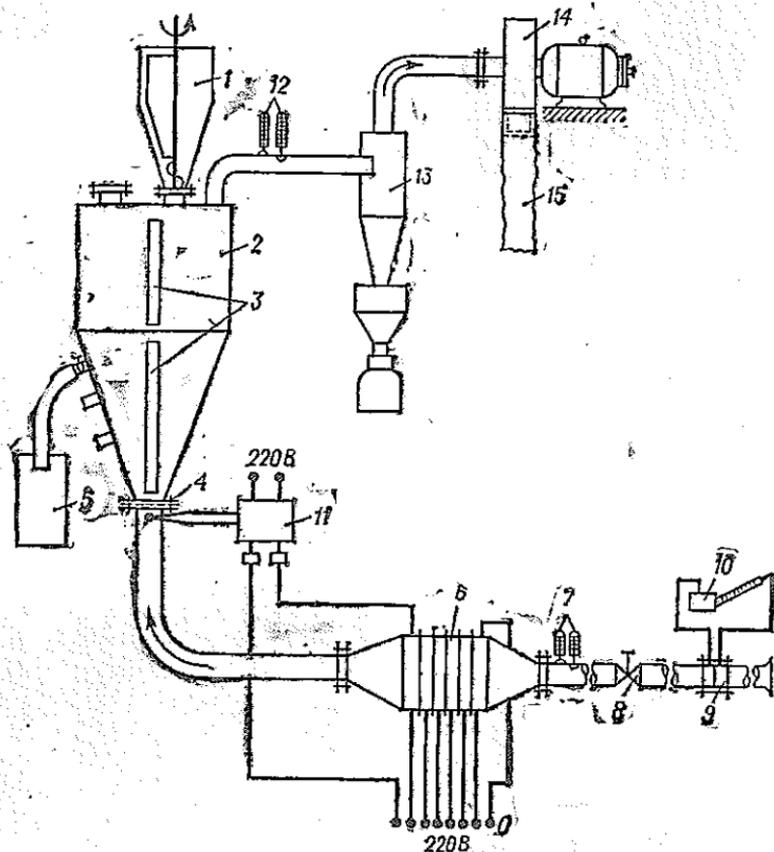


Рис. 24-1. Схема установки для изучения процесса сушки в кипящем слое:
 1—питатель; 2—цилиндроконическая камера; 3—смотровые окна; 4—поддерживающая решетка; 5—сборник для сухого продукта; 6—калориметр; 7, 12—психрометры; 8—затворка; 9—нормальная диафрагма; 10—дифференциальный манометр; 11—регулирующий гальванометр; 13—циклон; 14—вентилятор; 15—рукавный фильтр.

и пастообразных материалов, растворов и суспензий. Широкие возможности сушильного аппарата этой формы обусловлены тем, что значительная линейная скорость теплоносителя в меньшем сечении аппарата обеспечивает взвешенное состояние наиболее крупных частиц, а в случае сушки пастообразных материалов — наибольших комков влажной пасты. При сушке крупные частицы или комки нуждаются в более длительном пребывании в зоне высоких скоростей и повышенных температур теплоносителя. В цилиндрикоконическом аппарате эти требования обеспечиваются автоматиче-

ски. Действительно, крупные куски материала стремятся опуститься в нижнюю, более узкую часть аппарата, где воздух имеет большую скорость и более высокую температуру, тогда как в верхней части аппарата скорости сушильного агента слишком низки для поддержания крупных частиц во взвешенном состоянии. Поскольку выгрузка сухого продукта производится с верхнего уровня взвешенного слоя, то вероятность выгрузки крупных, еще влажных частиц, невелика¹.

Корпус сушилки имеет два продольных смотровых окна 3 с подсветкой для визуального наблюдения за состоянием слоя высушиваемого материала.

Выгрузку сухого продукта производят через порог регулируемой высоты. К разгрузочному патрубку через толстостенный резиновый шланг герметично подключен сборник сухого продукта 5. Герметичность необходима для обеспечения бесперебойной выгрузки сухого продукта после выравнивания давлений в сушилке и в сборнике и во избежание подсосов воздуха из помещения.

Сушильный агент (воздух) засасывается из помещения вентилятором 14, по трубе внутренним диаметром 50 мм подается в электрический калорифер 6 и далее направляется в сушильную камеру. После сушилки воздух проходит циклон 13, где улавливаются мелкие частицы материала, вынесенные из сушилки воздухом.

Расход воздуха устанавливают задвижкой 8 и измеряют нормальной диафрагмой 9 ($d_0 = 40$ мм) с подключенным к ней дифференциальным манометром 10. Температуру воздуха перед сушилкой измеряют термопарой и регулируют электронным гальванометром (потенциометром) 11, подключенным к электрокалориферу. Калорифер питается от сети трехфазного переменного тока 220 В. Одна секция калорифера — регулируемая.

Характеристики воздуха, поступающего в калорифер и покидающего сушильную камеру, определяют по показаниям двух психрометров 7² и 12.

Методика проведения работы

Перед тем как приступить к исследованию, необходимо подготовить материал, предназначенный для сушки. С этой целью требуется определить массу имеющегося сухого силикагеля (желательно не менее 10 кг) и равномерно увлажнить его водой из расчета примерно 150 г воды на 1 кг сухого силикагеля. При увлажнении силикагель следует тщательно перемешивать³. Эту операцию надо выполнить в самом начале работы для того, чтобы влага продифундировала с поверхности внутрь зерен. Равномерно

¹ Взвешенный слой в коническом аппарате называют *фонтанирующим*.

² Психрометр, по которому определяют свойства воздуха, поступающего в калорифер, установлен на щите рядом с сушилкой.

³ Обратите внимание на повышение температуры материала, вызванное выделением теплоты адсорбции.

увлажненный материал разделяют на две части: меньшую $G_{\text{пуск}}$ (примерно 5 кг) для работы в пусковом режиме и большую $G_{\text{нач}}$ (7 кг и более) для работы в установившемся режиме¹.

Включают вентилятор и регулирующей задвижкой устанавливают заданный расход воздуха (от 15 до 20 мм вод. ст. по дифференциальному манометру). Затем включают электрокалорифер, и когда воздух, входящий в сушилку, нагреется до заданной температуры (120—140°C), включают питатель и начинают загрузку первой части влажного материала. Как только в зону сушилки начнет поступать влажный силикагель, температура воздуха, выходящего из сушилки, резко понизится. В этот момент включают секундомер и начинают счет времени пускового периода. Показания всех контрольно-измерительных приборов записывают в отчетную таблицу через каждые 1—2 мин.

После того как показания сухого и мокрого термометров на выходе из сушилки перестанут изменяться во времени, можно считать, что аппарат вышел на установившийся режим работы. Время, прошедшее от начала загрузки влажного материала до выхода на установившийся режим $\tau_{\text{пуск}}$, характеризует инерционные свойства аппарата. По достижении установившегося режима работы аппарата (обычно к этому моменту заканчивается сушка первой части влажного материала) быстро заменяют сборник сухого продукта, приступают к загрузке основного количества влажного материала и начинают новый счет времени (пускают секундомер вторично). Запись показаний контрольно-измерительных приборов ведут как и в пусковой период, т. е. через каждые 1—2 мин.

Когда весь влажный материал перейдет из бункера в сушильную камеру, останавливают секундомер (окончание эксперимента — $\tau_{\text{уст}}$) и снова быстро заменяют сборник сухого продукта. Выключают калорифер, через 3—5 мин выключают вентилятор. Взвешивают продукт, полученный при сушке в установившемся режиме ($G_{\text{кон}}$).

Предупреждение. В течение всего опыта особенно внимательно следите за показаниями дифференциального манометра, определяющего сопротивление сушильной камеры. При перегрузке сушилки (резкое увеличение сопротивления) уменьшите скорость подачи влажного материала.

Обработка опытных данных

Используя имеющиеся данные и показания контрольно-измерительных приборов, рассчитывают:

1. Расход (кг/с) сушильного агента (воздуха)

$$L' = \frac{\pi}{4} d_0^2 \rho \alpha \sqrt{2 \frac{h \cdot 9,81}{\rho}}$$

¹ Если сухого силикагеля менее 10 кг, то увлажненный материал разделяют на две примерно равные части.

где d_0 — диаметр отверстия диафрагмы, м;

ρ — плотность воздуха при t_0 , кг/м³;

α — коэффициент расхода диафрагмы (0,8);

h — показание дифманометра у диафрагмы, мм вод. ст.

2. Влагосодержание воздуха на входе (x_0) и выходе (x_2) из сушильного аппарата. Для этого строят $t-x$ диаграмму, используя известные значения t_0 , t_0^m и t_2 , t_2^m (рис. 24-2).

3. Расход (кг/с) абсолютно сухого воздуха:

$$L = \frac{L'}{1 + x_0}$$

4. Производительность (кг/с) сушилки по влаге, испаренной из материала в установившемся режиме работы:

$$W = L(x_2 - x_0)$$

5. Производительность (кг/с) аппарата по влажному материалу $G_{вл}$ в установившемся режиме работы:

$$G_{вл} = \frac{G_{влаж}}{\tau_{уст}}$$

6. Производительность (кг/с) сушилки по сухому материалу $G_{сух}$ в установившемся режиме работы:

$$G_{сух} = \frac{G_{кон}}{\tau_{уст}};$$

7. Удельный расход абсолютно сухого воздуха (кг сухого воздуха на 1 кг влаги):

$$l = \frac{L}{W}$$

8. Расход теплоты (Вт) на сушку (теплота, подводимая к сушильному агенту в электрокалорифере)

$$Q = L(c_v + x_0 c_n)(t_1 - t_0)$$

где c_v и c_n — соответственно теплоемкости сухого воздуха и водяного пара, Дж/(кг·К).

9. Удельный расход (Дж/кг) теплоты (количество теплоты, прошедшее на испарение из материала 1 кг влаги).

$$q = \frac{Q}{W}$$

10. Тепловой к. п. д. сушильной установки

$$\eta = \frac{r}{q}$$

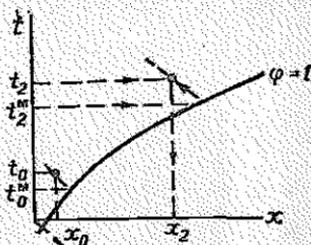
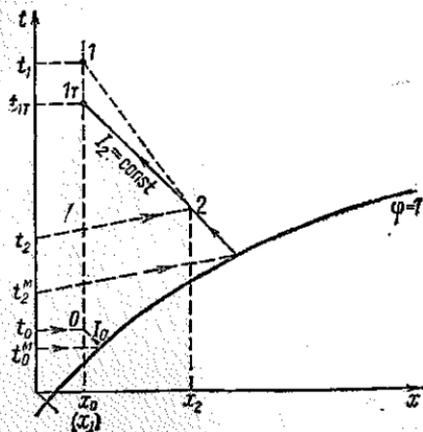


Рис. 24-2. К определению влагосодержания воздуха x_0 и x_2 по диаграмме Рамзинна.

где r — теплота парообразования при температуре мокрого термометра t_2^M воздуха, выходящего из сушилки, Дж/кг.

Далее строят на диаграмме Рамзина (рис. 24-3) процесс изменения свойств сушильного агента, используя известные значения t_0 и t_0^M на входе в установку, t_1 и x_0 перед сушилкой и t_2 и t_2^M после сушилки.



По результатам построения определяют удельный расход теплоты (q_T) и коэффициент полезного действия (η_T) теоретической сушилки, т. е. такой сушилки, в которой вся теплота, отданная воздухом, идет на испарение влаги ($I_{1T} = I_2$). При тех же характеристиках сушильного агента на входе и выходе из установки в теоретической сушилке температура воздуха после калорифера t_{1T} может быть ниже, чем в реальной установке (t_1):

$$q_T = \frac{I_2 - I_0}{x_2 - x_0}$$

$$\eta_T = \frac{r}{q_T}$$

Рис. 24-3. Построение процесса сушки в теоретической и реальной сушилке.

Значения энтальпий воздуха I_0 , I_2 и температуры t_{1T} определяют по $I-x$ -диаграмме.

В отчет о выполненном исследовании должны быть включены: а) задание; б) схема установки со спецификацией; в) таблица экспериментальных данных; г) приведенные выше расчеты; д) изображение действительного и теоретического процессов сушки в координатах $I-x$.

ОТЧЕТНАЯ ТАБЛИЦА

$G_{\text{пуск}} = \dots$ кг; $G_{\text{нач}} = \dots$ кг; $G_{\text{кон}} = \dots$ кг.

№ по пор.	Время от начала опыта τ , мин	Показания термометров психрометра, °С				Температура воздуха, поступающего в сушильную камеру t_1	Показания дифманометра						
		воздух в помещении		воздух, выходящий из сушильной камеры			у диафрагмы H		у сушилки H				
		сухого t_0	мокрого t_0^M	сухого t_1	мокрого t_2^M		мм вод. ст.	Па	мм вод. ст.	Па			

Контрольные вопросы к работе 24

1. Что является движущей силой процесса сушки?
2. Справедливы ли при сушке во взвешенном слое представления о периодах постоянной и падающей скоростях сушки?
3. В чем состоит преимущество сушки во взвешенном слое по сравнению с сушкой того же материала в неподвижном слое?
4. Почему для сушки полидисперсных материалов целесообразно применять сушилки цилиндрической формы?
5. Под каким давлением (большим или меньшим атмосферного) работают сушилка и циклон?
6. Почему во время эксперимента надо особенно внимательно следить за сопротивлением взвешенного слоя в сушилке?
7. Что такое удельный расход воздуха и удельный расход теплоты?
8. Чем теоретическая сушилка отличается от действительной и как изображаются на диаграмме Рамзина теоретический и действительный процессы сушки?
9. Каков физический смысл понятия тепловой к.п.д. сушилки?

Дополнительная литература

Романков П. Г., Рашковская Н. Б. Сушка во взвешенном состоянии. Изд. 2-е. Химия, 1968. 358 с.

ТЕХНИКА НИЗКИХ ТЕМПЕРАТУР

Работа 25

ИЗУЧЕНИЕ РАБОТЫ КОМПРЕССИОННОЙ
ХОЛОДИЛЬНОЙ УСТАНОВКИ

Введение

Многие процессы современной промышленности могут быть осуществлены только при искусственном охлаждении, т. е. при температурах значительно более низких, чем те, которые достигаются естественным охлаждением водой или воздухом. В химической технологии такими процессами являются, например, сжижение паров и газов, разделение сложных газовых смесей, некоторые процессы абсорбции, кристаллизации и сушки, различные химические реакции и другие.

Для получения искусственного холода теплоту от тела с низкой температурой необходимо передать среде с более высокой температурой, т. е. требуется осуществить процесс, приводящий к уменьшению энтропии. Поскольку такой процесс, согласно второму закону термодинамики, самопроизвольно идти не может, то для его реализации надо выполнить еще некоторый вспомогательный процесс, идущий с возрастанием энтропии. Очевидно, что минимальная работа, которую при этом надо произвести, должна компенсировать уменьшение энтропии, вызванное процессом охлаждения.

В паровых компрессионных холодильных установках, которые широко применяются для получения умеренно низких температур (до -100°C), перенос теплоты обеспечивается применением рабочего вещества (холодильного агента). При совершении кругового процесса (обратного цикла Карно) теплота, отводимая от охлаждаемого тела, переходит к испаряющемуся рабочему веществу при низкой температуре, а затем передается охлаждающей среде (воде) от конденсирующегося пара рабочего вещества при более высокой температуре (и более высоком давлении).

Для осуществления такого процесса передачи теплоты необходимо затратить работу на сжатие пара рабочего вещества от давления испарения до давления конденсации. Эта работа превращается в теплоту и также передается охлаждающей среде.

Теоретический холодильный цикл Карно (рис. 25-1) состоит из двух изэнтропных процессов (1—2 — сжатие пара и 3—4 — расширение сконденсировавшегося рабочего вещества) и двух изотермических процессов (2—3 — конденсации пара и 4—1 — испарения рабочего вещества). На $T-S$ -диаграмме теплота, отнимаемая от

охлаждаемого тела рабочим веществом, т. е. холодопроизводительность Q_0 определяется площадью $a-1-4-b$, теплота, передаваемая рабочим веществом охлаждающей среде Q , определяется площадью $a-2-3-b$, а затрачиваемая работа Q_L — площадью $1-2-3-4$. Таким образом, энергетический баланс цикла Карно будет:

$$Q_0 + Q_L = Q \quad (25-1)$$

Если Q_L — работа, совершаемая в реальном процессе, то этот баланс справедлив для любой холодильной установки.

Обратный круговой цикл, представленный на диаграмме (рис. 25-1), осуществим при условии, что энтропия системы остается постоянной. Следовательно, уменьшение энтропии охлаждаемого тела на Q_0/T_H , происходящее при испарении рабочего вещества, должно быть равно увеличению энтропии охлаждающей среды на $(Q_0 + Q_L)/T_K$, происходящему при конденсации сжатого пара рабочего вещества. Из этого условия следует, что работа, затрачиваемая при осуществлении теоретического холодильного цикла Карно

$$Q_L = Q_0 \frac{T_K - T_H}{T_H} \quad (25-2)$$

Иначе говоря, теоретическая работа, необходимая для обеспечения заданной холодопроизводительности, не зависит от природы рабочего вещества и определяется только значениями температур конденсации и испарения.

Уравнение (25-2) позволяет также сделать следующие, практически важные, общие заключения о затратах энергии при получении холода:

работа будет тем меньше, чем ниже температура конденсации, а это значит, что в конденсатор следует подавать самую холодную воду;

работа будет тем меньше, чем выше температура испарения, а это значит, что не следует вести охлаждение до температур более низких, чем те, которые минимально необходимы.

Энергетическую экономичность холодильных установок, действующих по обратному циклу Карно, характеризуют холодильным коэффициентом, т. е. величиной отношения холодопроизводительности к затраченной работе:

$$\epsilon = \frac{Q_0}{Q_L} \quad (25-3)$$

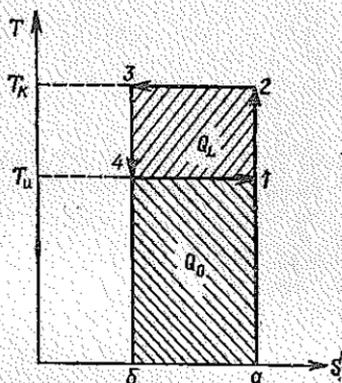


Рис. 25-1. Теоретический холодильный цикл (обратный цикл Карно) в координатах $T-s$.

Для теоретического цикла, как это следует из сопоставления уравнений (25-2) и (25-3), холодильный коэффициент будет иметь наибольшее значение:

$$\varepsilon_{\text{теор}} = \frac{T_{\text{н}}}{T_{\text{к}} - T_{\text{н}}} \quad (25-4)$$

Принципиальная технологическая схема паровой компрессионной холодильной установки показана на рис. 25-2.

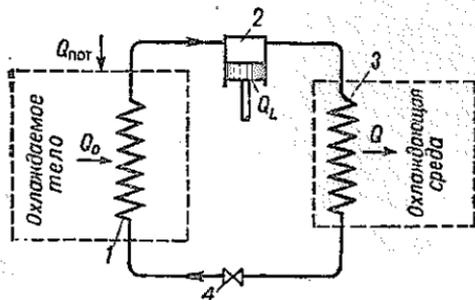


Рис. 25-2. Схема паровой компрессионной холодильной установки:

1—испаритель; 2—компрессор; 3—конденсатор; 4—дрозель.

Испаритель 1 служит для испарения жидкого холодильного агента при низкой температуре и соответствующем давлении. При этом от охлаждаемого тела отнимается теплота. Компрессор 2 предназначен для сжатия пара холодильного агента, отсасываемого из испарителя. Сжатие пара сопровождается некоторым перегревом. В конденсаторе 3 сжатый компрессором пар холодильного агента превращается в жидкое состояние. Теплота, выделяющаяся при конденсации, переходит к охлаждающей среде. Чем выше температура охлаждающей среды, тем выше должна быть температура конденсации, а следовательно, и давление.

Регулирующий вентиль (дрозель) 4 служит для регулирования подачи жидкого холодильного агента в испаритель. При протекании жидкости через узкое сечение вентили происходит ее торможение или дросселирование. В результате этого процесса давление жидкого холодильного агента падает от давления конденсации до давления испарения с соответствующим понижением температуры.

Циркуляция холодильного агента в холодильной установке осуществляется компрессором, который является наиболее ответственной частью компрессионной установки.

В качестве рабочих веществ (холодильных агентов) компрессионных холодильных установок в настоящее время наиболее часто используют аммиак и различные хладоны. Хладоны (*фреонами*) называют фторхлорзамещенные предельных (насыщенных) углеводородов. Пока практическое применение нашли только производные метана и этана, например, хладон-11 (CFCl_3), хладон-12 (CF_2Cl_2), хладон-22 (CHF_2Cl), хладон-113 ($\text{C}_3\text{F}_3\text{Cl}_3$); хладон-114

($C_2F_4Cl_2$) и некоторые другие. Хладоны представляют собой химически инертные, не взрывоопасные и не горючие соединения. Это малотоксичные жидкости, обладающие очень слабым запахом. Хладоны легко проходят через малейшие неплотности соединений и способны проникать даже через поры обычных чугунных отливок.

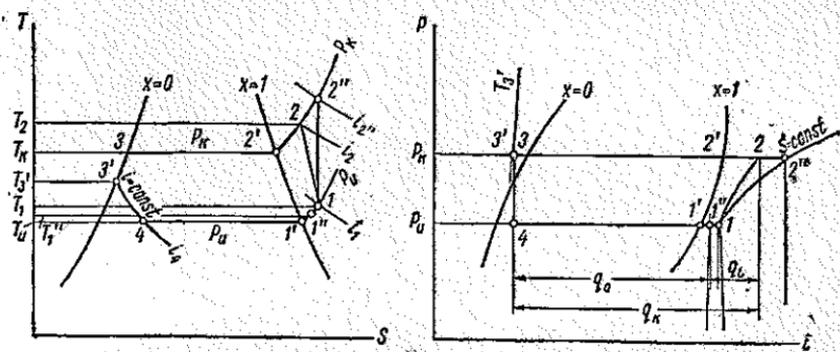


Рис. 25-3. Цикл холодильной установки в координатах $T-S$ и $P-i$.

Процессы, происходящие с рабочими веществами в холодильных установках, изображают на энтропийной $T-S$ и энтальпийной $P-i$ диаграммах состояния этих веществ.

Цикл паровой компрессионной установки с одноступенчатым сжатием характеризуется так называемым сухим ходом компрессора (перегревом пара при сжатии), переохлаждением жидкого холодильного агента после конденсации пара и перегревом пара, засасываемого компрессором. Согласно схеме одноступенчатой холодильной установки (рис. 25-2), теоретический цикл ее работы в диаграммах $T-S$ и $P-i$ (рис. 25-3) составляется следующими процессами:

- 1 — 2'' — адиабата — сжатие в компрессоре сухого перегретого пара от давления испарения P_k до давления конденсации P_k ;
- 2'' — 2' — изобара — охлаждение в конденсаторе сжатого и перегретого пара до температуры насыщения ($x = 1$);
- 2' — 3 — изотерма и изобара — конденсация пара в конденсаторе за счет отвода теплоты охлаждающей водой или воздухом;
- 3 — 3' — изобара — переохлаждение жидкого холодильного агента в конденсаторе или отдельном теплообменнике до температуры переохлаждения T_3' , более низкой, чем температура конденсации, но при том же давлении;
- 3' — 4 — изэнтропья — дросселирование в регулирующем вентиле с падением давления и температуры;
- 4 — 1'' — изотерма и изобара — испарение и перегрев холодильного агента в испарителе за счет подвода теплоты от охлаждаемого тела;
- 1'' — 1 — изобара — перегрев пара в теплообменнике за счет теплообмена с переохлаждаемым жидким холодильным агентом в специальном теплообменнике.

Переохлаждение холодильного агента (линия 3—3') компенсирует потери при дросселировании и увеличивает холодопроизводительность установки. Некоторый перегрев пара перед всасыванием (линия 1'—1) обеспечивает устойчивый сухой ход компрессора¹.

Линия сжатия 1—2 практически не совпадает с адиабатой 1—2". Так как компрессор выполняется с воздушным охлаждением, то процесс сжатия идет с отдачей теплоты окружающей среде (воздуху), т. е. по политропе 1—2. При этом за счет отвода теплоты при сжатии работа сжатия несколько уменьшается.

Цель работы — практическое ознакомление с работой холодильной установки, а также экспериментальное определение холодопроизводительности, получаемой при заданных условиях, и холодильного коэффициента.

Описание установки (рис. 25-4)

Изучаемая холодильная установка ИФ-49 состоит из испарителя 1; одноступенчатого двухцилиндрового компрессора 2 (марки 2ФВ-6/3), сжимающего пары хладона до давления конденсации P_k ; конденсатора 3; противоточного теплообменника 4, где жидкий хладон охлаждается до температуры переохлаждения T_3 , обмениваясь теплотой с парами хладона, идущими на всасывание и перегревающимися до температуры перегрева T_1 ; фильтра 5, служащего для улавливания загрязнений; осушителя 6, заполненного силикагелем и предназначенного для улавливания влаги; терморегулирующих вентилей (дросселей) 7, регулирующих поступление хладона в испаритель (установка имеет два дресселя и два змеевиковых ребристых испарителя, работающих параллельно). Испарители заключены в холодильную камеру 8. Из испарителей пары хладона всасываются компрессором.

Рабочим веществом холодильной установки ИФ-49 служит хладон-12 (дифтордихлорметан), являющийся одним из наиболее широко распространенных холодильных агентов. При нормальных условиях хладон-12 представляет собой тяжелый бесцветный газ (температура кипения $-29,8^\circ\text{C}$, давление конденсации при 25°C составляет 0,65 МПа) с очень слабым специфическим запахом, который ощутим лишь при содержании в воздухе более 20% (об.) хладона. Сухой хладон-12 не корродирует металлы, за исключением магниевых сплавов. Хладон-12 наиболее безвреден, но в жидком состоянии может вызывать обморожение кожи и поражение глаз.

В установке осуществляется замкнутый цикл охлаждения и нагревания воздуха. Циркуляцию воздуха обеспечивает вентилятор 10. Для регулирования расхода воздуха на нагнетательном

¹ Влажный ход компрессора недопустим из-за возможных гидравлических ударов.

трубопроводе установлена заслонка 11. Судить о расходе воздуха можно по расходомеру 12 (кольцевые весы), датчиком которого является диафрагма 13. Охлаждаемый воздух проходит холодильную камеру, в которой помещены испарители, сверху вниз. Для нагревания охлажденного воздуха перед вентилятором установлен двухсекционный электрокалорифер 9. Мощность одной секции калорифера и соответственно температуру нагреваемого воздуха

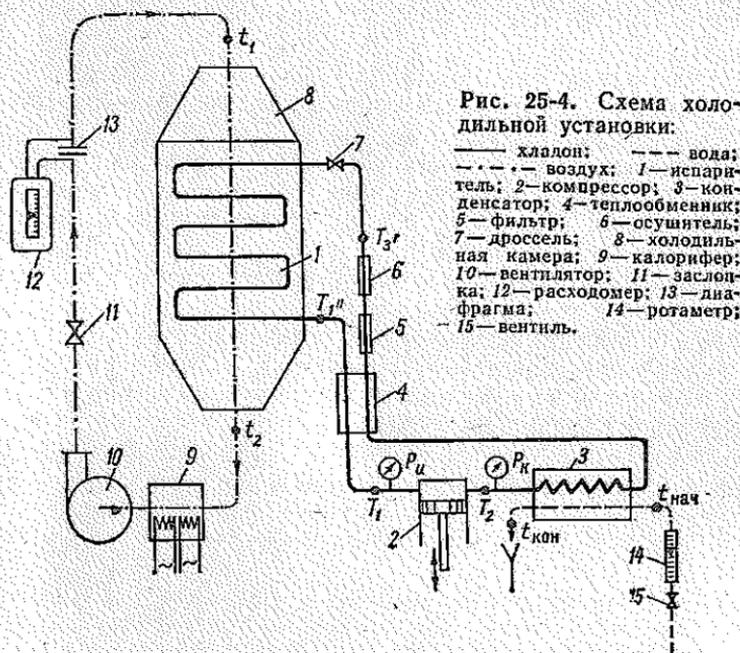


Рис. 25-4. Схема холодильной установки.

- хладагент; — вода;
 - - - - - воздух; 1—испаритель; 2—компрессор; 3—конденсатор; 4—теплообменник; 5—фильтр; 6—осушитель; 7—дроссель; 8—холодильная камера; 9—калорифер; 10—вентилятор; 11—заслонка; 12—расходомер; 13—диафрагма; 14—ротаметр; 15—вентиль.

можно регулировать лабораторным автотрансформатором (ЛАТ-Ром).

В змеевик конденсатора 3 холодильной установки подают водопроводную воду через ротаметр 14, по показаниям которого судят о расходе воды.

Температуру определяют электронным мостом (марки МСР1-01). Соответствующие термометры сопротивления подключают к показывающему прибору многоточечным переключателем.

Датчиками температур являются термометры сопротивления. Избыточное давление конденсации и испарения измеряют манометрами.

Методика проведения работы

При пуске установки сначала, открывая вентиль 15 (см. рис. 25-4), устанавливают по ротаметру 14 заданный расход воды. Затем пускают компрессор 2 и вентилятор 10. Заданный расход воздуха устанавливают заслонкой 11 по прибору 12. Через 3 мин

после пуска компрессора включают калорифер (нерегулируемую секцию включают полностью, а регулируемую секцию, мощность нагрева которой можно регулировать ЛАТРОМ, — по заданию).

Спустя 30 мин после пуска установки приступают к снятию показаний приборов. Измерения производят каждые 5 мин. Полученные данные записывают в отчетную таблицу.

Рекомендуемые условия проведения эксперимента:

1. Расход воды в конденсаторе — от 0,3 до 0,5 л/с (от 20 до 30 л/мин).

2. Расход воздуха — от 0,11 до 0,22 м³/с (от 400 до 800 м³/ч).

3. Мощность регулируемой секции калорифера — от 100 до 120 делений шкалы автотрансформатора.

4. Охлаждать воздух до минусовых температур не следует, так как в этом случае установка будет запотевать и может быстро выйти из строя. Кроме того, при более высокой температуре охлажденного воздуха уменьшается температурный перепад с окружающей средой, а следовательно, будут меньше тепловые потери с поверхности холодильной камеры.

После достижения установившегося режима работы установки, о чем будет свидетельствовать неизменность температуры охлажденного воздуха t_2 во времени, выполняют контрольные измерения всех величин и прекращают опыт.

Установку останавливают в следующем порядке: выключают калорифер, затем компрессор, вентилятор и в последнюю очередь отключают воду.

Обработка опытных данных и составление отчета

Обработку опытных данных начинают с построения цикла работы холодильной установки в координатах $\lg P - i$ (или $T - S$) и нахождения всех нужных значений энтальпии холодильного агента. Построение цикла и расчеты производят по средним значениям величин, измеренных при установившемся режиме работы установки.

Узловые точки цикла определяют следующим образом (рис. 25-3): $1'$ — по давлению испарения, $1''$ — по температуре перегрева паров хладона в испарителе и давлению испарения, 1 — по температуре всасывания и давлению испарения, 2 — по давлению конденсации и температуре нагнетания, $2'$ и 3 — по давлению конденсации, $2''$ — как точку пересечения изэнтропы, проходящей через точку 1 , с изобарой, соответствующей давлению конденсации, $3'$ — по температуре переохлаждения жидкого хладона, 4 — как точку пересечения изэнтальпы с изобарой, соответствующей давлению испарения.

Далее рассчитывают:

1. Количество теплоты, отдаваемое хладоном воде в конденсаторе, за единицу времени (Вт):

$$Q = G_{\text{воды}} c_{\text{воды}} (t_{\text{кон}} - t_{\text{нач}}) \quad (25-5)$$

2. Количество хладона, циркулирующего в установке в единицу времени (кг/с):

$$G = \frac{Q}{i_2 - i_3} \quad (25-6)$$

3. Мощность (Вт), расходуемую компрессором, при допущении, что сжатие происходит при постоянной энтропии (теоретическая мощность):

$$N_T = Q_L = G (i_2' - i_1) \quad (25-7)$$

4. Полная холодопроизводительность установки (Вт):

$$Q_0' = Q - Q_L \quad (25-1a)$$

5. Полезная холодопроизводительность установки (Вт):

$$Q_0 = G_{\text{возд}} c_{\text{возд}} (t_1 - t_2) \quad (25-5a)$$

В этих расчетах плотность следует брать при температуре нагретого воздуха, а теплоемкость — при средней (арифметической) температуре воздуха.

6. Тепловые потери (Вт):

$$Q_{\text{пот}} = Q_0' - Q_0 \quad (25-8)$$

7. Теоретический холодильный коэффициент (коэффициент цикла Карно):

$$\epsilon_{\text{теор}} = \frac{T_{\text{н}}}{T_{\text{к}} - T_{\text{н}}} \quad (25-4)$$

8. Полный холодильный коэффициент установки, учитывающий количество холода, затрачиваемого на охлаждение воздуха и компенсацию потерь с поверхности холодильной камеры:

$$\epsilon_{\text{полн}} = \frac{Q_0'}{Q_L} \quad (25-3a)$$

Иначе

$$\epsilon_{\text{полн}} = \frac{i_1' - i_4}{i_2' - i_1} \quad (25-9)$$

где $i_1' - i_4 = q_0$ — удельная холодопроизводительность установки, Дж/кг.

9. Полезный холодильный коэффициент, учитывающий только количество холода, затрачиваемого на охлаждение воздуха:

$$\epsilon_{\text{полезн}} = \frac{Q_0}{Q_L} \quad (25-3b)$$

Примечание. Строго говоря, для определения полного и полезного холодильных коэффициентов необходимо знать действительную работу ($Q_{\text{инд}}^L$), совершенную в реальном процессе сжатия.

Тогда $\frac{Q_0}{Q_{L \text{ инд}}} = \epsilon_{\text{инд}}$ — индикаторный холодильный коэффициент.

В отчет о выполненной работе должны быть включены: а) задание; б) схема установки со спецификацией; в) изображение цикла работы машины в координатах $\lg P-i$ (или $T-S$); г) все необходимые расчеты; д) отчетная таблица.

ОТЧЕТНАЯ ТАБЛИЦА

№ по пор.	Показания расходомера I_2	Расход воздуха V , м ³ /с	Показания ротаметра I_4	Расход воды V , м ³ /с	Температура воздуха, °С		Температура воды, °С		Температура хладагona, °С				Избыточное давление хладагona, кгс/см ²		
					до охлаждения t_1	охлажденного t_2	начальная $t_{нач}$	конечная $t_{кон}$	при всасывании T_1	при нагнетании T_2	при переохлаждении T_3	при перегреве в испарителе T_4	конденсации P_k	испарения P_n	

Контрольные вопросы к работе 25

1. Почему для получения искусственного холода необходимо затрачивать работу?
2. В чем сущность теоретического холодильного цикла Карно?
3. Какие процессы составляют реальный холодильный цикл? Как изображаются эти процессы на $T-S$ - и $\lg P-i$ -диаграммах?
4. Из каких основных элементов состоят компрессионные холодильные установки и каково назначение каждого из этих элементов?
5. Как, пользуясь $T-S$ - и $\lg P-i$ -диаграммами, определить холодопроизводительность и работу, затрачиваемую при совершении кругового процесса?
6. Что представляет собой по физическому смыслу холодильный коэффициент? Каков ожидаемый порядок численного значения этого коэффициента в теоретическом цикле Карно?
7. Зачем перед всасыванием в компрессор проводят перегрев пара холодильного агента?
8. Чем определяется значение требуемого давления сжатия пара рабочего вещества в компрессоре?
9. Какие причины вызывают отличие действительного процесса сжатия пара холодильного агента от изэнтропного?
10. Зачем проводят переохлаждение сконденсировавшегося пара рабочего вещества?
11. Для чего жидкий холодильный агент перед подачей в испаритель подвергают дросселированию?
12. Чем отличается полный холодильный коэффициент от полезного? Что такое индикаторный холодильный коэффициент?

Дополнительная литература

- Комаров Н. С. Холод. Изд. 5-е. М., Гизлегпищепром, 1953. 704 с.
 Комаров Н. С. Справочник холодильщика. Изд. 2-е. М., Машгиз, 1962. 419 с.
 Розенфельд А. М., Ткачев А. Г. Холодильные машины и аппараты. Изд. 2-е. М., Госторгиздат, 1960. 656 с.

Глава V
МЕХАНИЧЕСКАЯ ОБРАБОТКА
ТВЕРДЫХ МАТЕРИАЛОВ

Работа 26

ОПРЕДЕЛЕНИЕ ДИСПЕРСНОСТИ СЫПУЧИХ МАТЕРИАЛОВ
(СИТОВОЙ АНАЛИЗ И УДЕЛЬНАЯ ПОВЕРХНОСТЬ)

Введение

Сыпучие материалы в зависимости от размеров частиц можно разделить на пять групп: 1) кусковые, $d_{\text{макс}} > 10$ мм; 2) крупнозернистые, $d_{\text{макс}} = 2 \div 10$ мм; 3) мелкозернистые, $d_{\text{макс}} = 0,5 \div 2$ мм; 4) порошкообразные, $d_{\text{макс}} = 0,05 \div 0,5$ мм; 5) пылевидные, $d_{\text{макс}} < 0,05$ мм.

Важнейшей характеристикой сыпучих материалов является *дисперсность* ($1/d$). Дисперсность определяет технологические свойства сыпучего материала и может быть выражена функцией распределения частиц (зерен) по крупности или удельной поверхностью частиц (удельной поверхностью называют отношение площади поверхности частиц к их объему или массе). Так, дисперсный состав цемента определяет его прочность при твердении; размер частиц характеризует кроющую способность лаков и красок; по значению удельной поверхности судят об активности катализаторов и т. д.

Измерение крупности частиц сыпучих материалов является одним из важнейших методов производственного контроля процессов, особенно связанных с использованием порошкообразных и пылевидных продуктов. В промышленной практике принято характеризовать сыпучий материал по составу следующим образом: 1) распределением его частиц по размерам, определяемым ситовым анализом; 2) средним значением удельной поверхности частиц.

Ситовой анализ. Пробу измельченного сыпучего материала можно разделить на несколько фракций, просеивая навеску через набор различных сит. Число фракций не должно быть менее 5 и более 20. Размеры частиц получаемых фракций ограничены размерами отверстий сита. Под размерами сита обычно понимают длину стороны квадратной ячейки, образуемой переплетением ткани или сетки. Нижняя граница размеров ячеек сит в ГОСТ 3584—73 находится около 40 мкм. Самые тонкие сита могут быть использованы только для анализа хорошо просеивающихся (не слипающихся) порошков. Отношение размера ячеек сита к размеру отверстия последующего, более мелкого сита является постоянной величиной и называется *модулем набора сит*. Отношение

суммарной площади отверстий к общей поверхности сита также остается постоянным и равным 36% для всего ряда сит.

Полный ситовой анализ для определения степени дисперсности при машинном расसेве проводят в следующем порядке: анализируемую пробу помещают на сито с наибольшими размерами ячеек в используемом наборе. Материал, прошедший через сито (так называемый «проход»), падает на следующее, более тонкое, и так

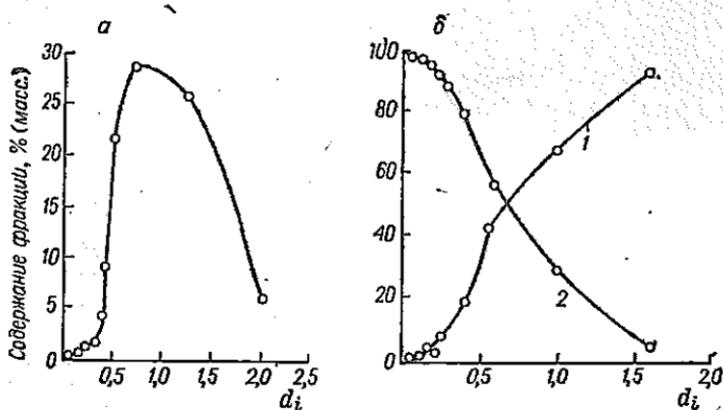


Рис. 26-1. Результаты ситового анализа:

а — дифференциальная кривая распределения; б — интегральные кривые распределения; 1 — проход; 2 — остаток на сите.

до последнего, самого тонкого. Обычно при расसेве сита ставят друг над другом и разделяют пробу на фракции за одну операцию.

Результаты ситового анализа представляют графически в виде дифференциальной кривой распределения, показывающей процентное содержание отдельных фракций в материале, либо в виде интегральной (или кумулятивной) кривой распределения, изображающей суммарное процентное содержание всех фракций меньше (или больше) данного размера (рис. 26-1).

Фракция, представленная на графике точкой (см. рис. 26-1), соответствует среднему размеру зерен в ней, определенному как среднее арифметическое между размерами отверстий двух соседних сит (через одно отверстие фракция прошла, на другом задержалась).

Средний размер частиц рекомендуется выражать через средневзвешенный диаметр d_{cp} , определяемый по аддитивности из соотношения

$$d_{cp} = m_1 d_1 + m_2 d_2 + \dots + m_n d_n = \sum m_i d_i \quad (26-1)$$

где m_1, m_2, \dots, m_n — содержание каждой фракции в пробе дисперсного материала; массовые доли;

d_1, d_2, \dots, d_n — средний размер частиц данных фракций (среднеарифметическое значение отверстий сита, через которое данная фракция про-

шла, и сита, на котором она задержалась);
 i — число фракций.

Характеристикой однородности состава дисперсного материала служит коэффициент отклонения R_o , определяемый следующим образом. Из размера отверстий сита d_{84} , отвечающего содержанию 84% на интегральной кривой остатков, вычитают размер отверстия d_{16} , соответствующий содержанию 16% на этой же кривой; полученную разность делят на удвоенный диаметр d_{50} и умножают на 100, т. е.

$$R_o = \frac{d_{84} - d_{16}}{2d_{50}} \cdot 100 \quad (26-2)$$

Таким образом, при определении R_o из общей массы анализируемого материала (навески) отбрасывают 16% наиболее мелких и наиболее крупных фракций и в расчет принимают только оставшиеся $2/3$ сыпучего материала. Чем меньше коэффициент R_o , тем однороднее продукт.

Измерение удельной поверхности материала. Для многих технологических процессов эта характеристика дисперсности удобна тем, что выражается только одной величиной. Зная удельную поверхность порошка $S_{уд}$, можно легко определить средний диаметр частиц $d_{ср}$ из зависимости

$$S_{уд} = \frac{nS_{ч}}{nV_{ч}} = \frac{n\pi d_{ср}^2}{n \frac{\pi d_{ср}^3}{6}} = \frac{6}{d_{ср}} \quad (26-3)$$

где n — число частиц в пробе;

$S_{ч}$ и $V_{ч}$ — внешняя поверхность и объем частицы диаметром $d_{ср}$, причем $S_{ч} = G/\rho_{ч}d_{ср}$ (здесь G — масса пробы или навески; $\rho_{ч}$ — плотность материала частиц).

Удельную поверхность частиц измеряют различными методами. Наибольшей простотой отличается фильтрационный метод или метод определения $S_{уд}$ воздухопроницаем при давлении, близком к атмосферному (применим для частиц с $d_{макс} \leq 5$ мм). Метод основан на закономерностях ламинарного течения¹ воздуха через слой сыпучего материала.

Гидравлическое сопротивление Δp (Па) слоя сыпучего материала высотой L (м) при ламинарном движении потока газа или жидкости можно рассчитать по формуле²

$$\Delta p = \frac{32L\mu w}{d_s^2} \quad (26-4)$$

где μ и w — динамический коэффициент вязкости (Па·с) и скорость потока (м/с) соответственно;

¹ О ламинарном режиме движения см. работу 1.

² Формула (26-4) аналогична уравнению Гагена — Пуазейля для определения потери напора на трение при ламинарном движении потока по прямым трубам: $\Delta p_{тр} = \frac{32L\mu w}{d^2}$ (где L — длина трубы, d — диаметр трубы).

d_3 — эквивалентный диаметр межзерновых каналов, причем:

$$d_3 = 4r_r = \frac{4e^m}{(1-e) S_{уд}} \quad (26-5)$$

(Здесь r_r — гидравлический радиус; e — порозность; $m = 1,25$ — коэффициент, учитывающий застойные зоны.)

Слой сыпучего материала (при условии, что частицы не деформируются под давлением, близким к атмосферному) может уплотняться в различной степени, причем значение $S_{уд}$ будет оставаться неизменным. При этом предполагается, что движение воздуха через слой материала аналогично его движению через систему капилляров переменного сечения и различной извилистости. Внутренняя поверхность капилляров в единице объема слоя равна удельной поверхности измельченного материала (здесь имеется в виду только «внешняя» поверхность, без учета внутренней пористости частиц).

Суммарное поперечное сечение капилляров соответствует порозности e , т. е. доле объема, не занятого дисперсным материалом. Длину капилляров принимают близкой к высоте слоя порошка, а скорость течения воздуха определяется с учетом застойных зон.

Закон Пуазейля для процессов фильтрации газа или жидкости через слой сыпучего материала принимает вид

$$\frac{\Delta p}{L} = A \frac{\mu w}{d_3^2} \frac{(1-e)^2}{e^3} \quad (26-6)$$

где A — коэффициент пропорциональности.

С учетом уравнения (26-5) выражение для удельной поверхности частиц $S_{уд}$ ($\text{м}^2/\text{м}^3$) можно записать

$$S_{уд} = \frac{e^2}{1-e} \sqrt{\frac{F\tau\bar{p}}{V_v\rho_1} \frac{\Delta p}{L} \frac{1}{K_{\phi\mu}}} \quad (26-7)$$

где F — площадь поперечного сечения слоя, м^2 ;

τ — продолжительность фильтрации воздуха, с;

\bar{p} — среднее давление в слое дисперсного материала, равное

$$\bar{p} = p_1 - \frac{\Delta p}{2}, \text{ Па};$$

p_1 — давление воздуха перед слоем дисперсного материала, Па;

V_v — объем профильтрованного воздуха (в условиях вязкого потока), м^3 ;

K_{ϕ} — коэффициент формы капилляра, по опытным данным равный 2,5.

При движении воздуха через слой высокодисперсного материала с размером частиц < 100 мкм наблюдаются отклонения от закона Пуазейля, вызванные появлением эффекта «скольжения» воздуха относительно зерен слоя¹. С уменьшением размера зерна

¹ Скорость скольжения потока газа вдоль стенки считают пропорциональной градиенту скорости в пограничном слое.

доля потока «скольжения» обычно возрастает и может составлять до 80% всего потока воздуха. С учетом потока «скольжения» уравнение (26-7) примет следующий вид

$$S_c = \frac{8}{3} \frac{\varepsilon^{2.75}}{1 - \varepsilon} \frac{F\tau \Delta p}{\rho_i V_c L} \sqrt{\frac{2RT}{\pi M}} \quad (26-8)$$

где V_c — объем потока, обусловленный скольжением газа, см³;
 R — газовая постоянная [$R = 8,315 \cdot 10^7$ эрг/(К·моль)];
 T — абсолютная температура, К;
 M — мольная масса воздуха, кг/моль.

О появлении в фильтрационном потоке «скольжения» можно судить по значению коэффициента Π_1 , учитывающего структуру слоя (порозность, извилистость каналов, застойные зоны и пр.), а также физические свойства потока

$$\Pi_1 = \frac{K_0}{\varepsilon} \frac{\rho}{\mu} \quad (26-9)$$

где K_0 — общий коэффициент фильтрации газа (или проницаемости слоя), равный $\frac{\rho_i V_0 L}{\Delta p F \tau}$;

V_0 — общий объем профильтрованного газа, м³;

ρ — плотность воздуха, кг/м³;

μ — динамический коэффициент вязкости газа, Па·с.

В пределах изменения безразмерного коэффициента Π_1 от 100 до 0,1 в потоке газа наблюдают как вязкое течение, так и скольжение, в области $\Pi_1 > 100$ — только вязкое течение газа.

Цель работы. 1. Построение и исследование дифференциальных и интегральных кривых распределения размеров частиц дисперсного материала, определение на основании построенных графиков среднего размера частиц d_{cp} и коэффициента отклонения R_0 . 2. Определение удельной поверхности $S_{уд}$ дисперсного материала фильтрационным методом.

Описание установки (рис. 26-2)

На рис. 26-2, а изображена схема прибора 028М для механического рассева, которая состоит из набора сит 2, устанавливаемых на столике 3. Сита накрывают крышкой 1 и закрепляют винтами 8. На станине 5 смонтирован электродвигатель 6, который приводит во вращение эксцентриковый вал 4. Кроме вращательного движения столик 3 производит возвратно-поступательное движение при помощи кулисы 7. Для встряхивания сит в вертикальном направлении по крышке 1 периодически ударяет рычаг 9.

На рис. 26-2, б показана схема установки для измерения удельной поверхности порошка. Основной частью установки является измерительная гильза 11 со шкалой, по которой определяют

высоту дисперсного слоя 12. Для измерения перепада давления в слое служат водяной манометр 15, сосуд Марриотта 18 и мерный цилиндр 20. Измерительная гильза помещается в лабораторный гидравлический пресс 13 и закрывается плунжером 10.

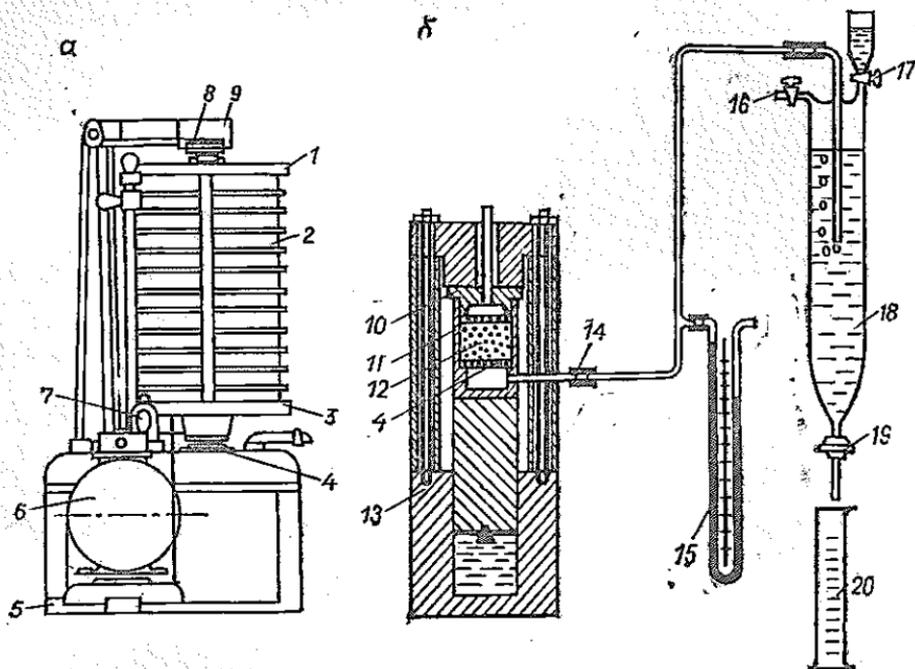


Рис. 26-2. Схема установки:

а—схема прибора 028М для механического отсева; б—схема установки для определения удельной поверхности частиц методом воздухопроницавания;

1—крышка; 2—набор сит; 3—столик; 4—эксцентриковый вал; 5—станция; 6—электродвигатель; 7—кулиса; 8—винт; 9—рычаг; 10—плунжер; 11—гильза; 12—дисперсный материал; 13—гидравлический пресс; 14—шланг; 15—водяной манометр; 16, 17, 19—краны; 18—сосуд Марриотта; 20—мерный цилиндр.

Методика проведения работы

Ситовой анализ. Навеску порошкообразного материала (100—200 г) помещают на верхнее сито, закрывают крышкой 1 и закрепляют винтами 8 на столике 3 установки механического отсева (рис. 26-2, а). Включают электродвигатель 6 и производят просев в течение 20—30 мин. После окончания просева каждую фракцию с соответствующего сита взвешивают на технических весах с точностью до 0,01 г и заносят в отчетную таблицу (см. табл. 26-1). Суммарная масса всех фракций не должна отклоняться от массы исходной навески, взятой для анализа, более чем на 2%.

Определение удельной поверхности порошка. Навеску порошка, взвешенную с точностью до 0,01 г, помещают в гильзу 11 (см. рис. 26-2, б), причем навеску подбирают таким образом, чтобы насыпанный дисперсный (порошкообразный или пылевидный) ма-

териал 12 заполнил гильзу на $1/3-1/2$ объема. Предварительно помещают на дно гильзы аккуратно вырезанный кружок фильтровальной бумаги. Порошок в гильзе покрывают вторым кружком фильтровальной бумаги и закрывают гильзу плунжером 10. Затем ставят гильзу под ручной гидравлический пресс 13 и прессуют до давления 30—40 кгс/см².

После прессования измеряют высоту слоя материала в гильзе (по шкале, расположенной на гильзе). Затем присоединяют гильзу вакуумным шлангом 14 к измерительной части установки. Все измерения производят при постоянной температуре окружающей среды (20—25 °С). За время измерения нельзя допускать изменения температуры среды более чем на 0,2 °С. Сосуд Мариотта 18 заполняют дистиллированной водой при комнатной температуре через воронку, открыв краны 16 и 17. После заполнения сосуда водой краны 16 и 17 закрывают. Если в кране 19 или стеклянном отводе останется пузырек воздуха, его следует удалить, открыв краны 16 и 19 и слив часть воды.

После подготовки к работе измерительной части прибора проверяют, присоединена ли измерительная гильза 11 к вакуумному шлангу 14, и измеряют скорость фильтрования воздуха через слой дисперсного материала.

Открывают кран 19 и включают секундомер. Вода вытекает из сосуда 18 в мерный цилиндр 20 под действием разности давлений в системе и атмосферного. Атмосферное давление измеряют по ртутному барометру или по данным лаборатории службы воздуха. Скорость фильтрования воздуха определяют по времени вытекания из сосуда Мариотта 18 определенного количества воды. Замеры повторяют 2—3 раза для разных навесок дисперсного материала, занося их в отчетную таблицу (см. табл. 26-2).

Обработка опытных данных и составление отчета

Ситовой анализ. По данным табл. 26-1 строят графики 26-1, а и б.

Процентное содержание зерен во фракции определяют из соотношения: $G_i/G_o \cdot 100$, где G_i — масса порошка на сите, г; G_o — общая масса всех фракций, равная исходной навеске.

Средний размер частиц $d_{ср}$ рассчитывают по формуле (26-1), коэффициент отклонения R_o — по формуле (26-2).

Определение удельной поверхности порошков и исследование зависимости S_v от коэффициентов проницаемости слоя. Удельную поверхность S_v (см²/см³) по данным вязкого течения потока воздуха через слой частиц (по аэродинамически сглаженным профилям частиц) в зависимости от безразмерного коэффициента проницаемости Π_1 вычисляют по формулам: для Π_1 от 3 до 100

$$S_v = 8,73 \cdot 10^4 \frac{\varepsilon^2}{1 - \varepsilon} \sqrt{\frac{1}{K_o \Pi_1^{0,26}}} \quad (26-10)$$

для Π_1 от 0,1 до 3

$$S_B = 1,2 \cdot 10^5 \frac{\varepsilon^2}{1-\varepsilon} \sqrt{\frac{1}{K_0 \Pi_1^{0,83}}} \quad (26-11)$$

для $\Pi_1 > 100$

$$S_B = 4,7 \cdot 10^4 \frac{\varepsilon^2}{1-\varepsilon} \sqrt{\frac{1}{K_0}} \quad (26-12)$$

В формулах (26-10) — (26-12):
 ε — порозность, определяемая по формуле.

$$\varepsilon = 1 - \frac{G_M}{\rho_M V_M}$$

(здесь G_M — навеска дисперсного материала, г; $\bar{\rho}_M$ — плотность частиц материала, г/см³; V_M — объем (см³), занимаемый материалом в гильзе *II* после прессования; вычисляется по формуле:

$$V_M = FL$$

F — площадь поперечного сечения гильзы, равная 4,906 см²; L — высота слоя порошка в гильзе после прессования, см);

K_0 — коэффициент проницаемости (фильтрации), определяемый по формуле

$$K_0 = \frac{p_1 V_B L}{\Delta p F \tau}$$

(здесь p_1 — давление в середине слоя порошка, см рт. ст., причем $p_1 = P_{\text{атм}} - \frac{\Delta p}{2}$; $P_{\text{атм}}$ — атмосферное давление, см рт. ст.; Δp — перепад давления на манометре *15*, см рт. ст.; τ — время, за которое вытекло замеренное количество воды, с; V_B — объем вытекшей воды, см³);

Π_1 — безразмерный коэффициент проницаемости; вычисляют по формуле

$$\Pi_1 = 6,585 \cdot 10^{-4} \frac{K_0}{\delta}$$

(здесь 6,585 — отношение ρ/μ для воздуха при 20°C; ρ — в кг/м³, μ — в Па·с).

Отчет о работе должен содержать: а) задание; б) схему установки со спецификацией; в) отчетные таблицы; г) необходимые расчеты; д) графические зависимости.

ОТЧЕТНЫЕ ТАБЛИЦЫ

Таблица 26-1

Номер сита	Размер отверстия на сите, мм	Средний размер зерна на сите, мм	Содержание зерен по фракции		Интегральные характеристики			
					остаток на сите		проход через сито	
			г	%	г	%	г	%
2,5		—	—	—	—	—	—	—
1,6		—	—	—	—	—	—	—
1,0		—	—	—	—	—	—	—
063		—	—	—	—	—	—	—
04		—	—	—	—	—	—	—
0315		—	—	—	—	—	—	—
02		—	—	—	—	—	—	—
016		—	—	—	—	—	—	—
01		—	—	—	—	—	—	—
0063		—	—	—	—	—	—	—
005		—	—	—	—	—	—	—
Поддон		—	—	—	—	—	—	—
Итого				100%				

1 Включая потери во время опыта.

Таблица 26-2

Номер замеров	Навеска порошка G_M , г	Температура воздуха до замеров, °С	Температура воздуха после замеров, °С	Время замера t , с	Объем вытекшей воды V_B , см ³	Порозность слоя порошка ϵ	Перепад давления в слое порошка ΔP , см рт. ст.	Давление в середине слоя, P , см рт. ст.	Коэффициент структуры слоя и физических свойств потока Π , безразмерный	Коэффициент фильтрации или проницаемости слоя K_0	Удельная поверхность порошка, см ² /см ³	
											S_B	S_C
1												
2												
3												

Контрольные вопросы к работе 26

1. Какими величинами можно характеризовать дисперсность измельченного материала?
2. Назовите нижнюю границу размеров сит.
3. Как строят дифференциальную и интегральную кривые распределения частиц материала по размерам?
4. Как определяется средневзвешенный диаметр частиц $d_{ср}$?
5. Как определяется коэффициент отклонения R_0 ?
6. Что такое гидравлический радиус, эквивалентный диаметр?

7. Когда появляется отклонение от закона Пуазейля при движении воздуха через дисперсный слой?
8. Какой коэффициент позволяет судить о появлении эффекта скольжения воздуха вдоль поверхности частиц при движении его в слое мелкодисперсных частиц?
9. Назовите характеристики сит по ГОСТ и др.

Дополнительная литература

- Ходаков Г. С. Основные методы дисперсионного анализа порошков. М., Стройиздат, 1968. 198 с.
- Коузов П. А. Основы анализа дисперсного состава промышленных пылей и измельченных материалов. Л., «Химия», 1974. 279 с.

Работа 27

ИЗУЧЕНИЕ УСТРОЙСТВА И РАБОТЫ ДРОБИЛОК И МЕЛЬНИЦ

Введение

Процесс уменьшения размеров кусков твердых материалов механическим путем — путем преодоления силы сцепления частиц — называют процессом *измельчения*. Обычно процесс измельчения крупных кусков называют *дроблением*, а процесс измельчения мелких кусков — *размолом* или *помолом*.

По расходуемой энергии, по стоимости ремонта и замены быстроизнашивающихся дробящих частей, по первоначальной стоимости самого измельчающего оборудования, требующего высококачественных материалов, процесс измельчения — один из наиболее дорогостоящих.

Следовательно, с технико-экономической стороны процесс измельчения следует так организовать и контролировать, чтобы «не дробить ничего лишнего». Исходя из этого, на всех измельчающих установках имеются технические условия на готовый (измельченный) продукт, в которых указывается, какой остаток на контрольном сите допускается для каждого материала в отдельности. Если дробилка или мельница выдает продукт с крупностью больше допускаемой, то такой продукт бракуется ОТК завода, если же продукт выдается переизмельченный, то это приводит к перерасходу электроэнергии и повышению себестоимости продукции.

Распределение частиц по размерам определяют ситовым анализом. Основной характеристикой проволочных сеток является номинальный размер стороны ячейки в свету (мм).

По ГОСТ 3584—73 сетки из сплавов цветных металлов контрольные с квадратными ячейками имеют номинальный размер стороны ячейки в свету¹ (мм):

2,5 — 2,0 — 1,6 — 1,25 — 1,0 — 0,9 — 0,7 — 0,63
 0,56 — 0,5 — 0,45 — 0,4 — 0,355 — 0,315 — 0,28 — 0,25 —
 — 0,224 — 0,2 — 0,18 — 0,16 — 0,14 — 0,125
 0,112 — 0,1 — 0,09 — 0,08 — 0,071 — 0,063
 0,056 — 0,05 — 0,045 — 0,04

Основным показателем работы дробильно-размольных машин является степень измельчения (*i*). Степенью измельчения называют отношение поперечных размеров кусков исходного материала к поперечным размерам кусков, полученных после измельчения.

Исходный продукт и измельченный продукт полидисперсны. Для оценки качества измельчения принято определять степень измельчения по среднему диаметру смеси кусков с применением ситового анализа. На основании гранулометрического состава, т. е. количественного распределения зерен по крупности, определяют средние размеры зерен

$$d_{\text{ср}} = \frac{d_1x_1 + d_2x_2 + d_3x_3 + \dots}{x_1 + x_2 + x_3 + \dots} = \frac{\sum(dx)}{100}$$

где d_1, d_2, \dots — средние размеры зерен отдельных фракций ситового анализа, определяемые как полусумма размеров отверстий двух сит, — ближайшего верхнего, через которое прошли все зерна данной фракции, и сита, на котором зерна этой фракции задержались, не просеявшись через него;

x_1, x_2, x_3 — содержание каждой фракции, % (масс.) ($\sum x = 100\%$).

Процесс измельчения часто проводят в несколько приемов, причем принято различать:

1. Грубое измельчение или дробление:

Крупное дробление	—	измельчение до кусков размером	200 мм
Среднее	»	»	»
Мелкое	»	»	»

2. Тонкое измельчение или помол:

Грубый помол	—	размер зерен в конечном продукте от 0,1 до 0,3 мм
Тонкий помол	»	»
	»	»
	»	»
	»	»
	»	меньше 0,1 мм

Для каждой стадии измельчения применяют свои конструктивные типы машин.

Цель работы — практическое ознакомление с устройством и работой измельчающих машин и механического встряхивателя; измельчение небольшой порции материала в щековой и валковой

¹ В США применяют сита с числом отверстий (mesh) на 1 линейный дюйм — см. «Справочник химика», Т. V, Изд. 2-е, М., «Химия», 1966, 436 с.

дробилках; проведение ситовых анализов, составление графической зерновой характеристики (гранулометрического состава) исходного и измельченного продукта и расчет степени измельчения валковой дробилки.

Описание установки

Учебное дробильное оборудование состоит из щековой дробилки, валковой дробилки, дискового истирателя, шаровой мельницы мокрого помола с тарельчатым питателем и спиральным классификатором. Для ситового анализа используют механический встряхиватель.

Сухое измельчение проводят в открытом цикле в щековой дробилке (рис. 27-1) и валковой дробилке (рис. 27-2).

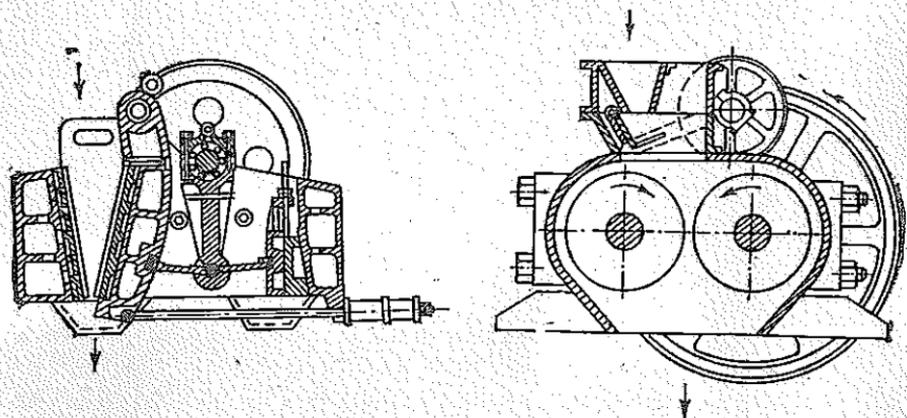


Рис. 27-1. Щековая дробилка.

Рис. 27-2. Валковая дробилка.

Дисковый истиратель (рис. 27-3), а также мокрый помол в шаровой мельнице в замкнутом цикле со спиральным классификатором используют для демонстрации процесса измельчения.

Мокрый помол в шаровой мельнице (рис. 27-4) в замкнутом цикле со спиральным классификатором осуществляют следующим образом: сухой исходный материал загружают в бункер 1, находящийся над шаровой мельницей. Из бункера 1 материал через тарельчатый питатель 2 поступает в кожух улитки 3. Из кожуха материал непрерывно черпается улиткой шаровой мельницы 4. Из последней измельченный материал поступает в спиральный классификатор 5, из которого водная суспензия с тонким продуктом переливается в бак 6, а грубая — спиральными витками поднимается из классификатора вверх и подается обратно в кожух улитки.

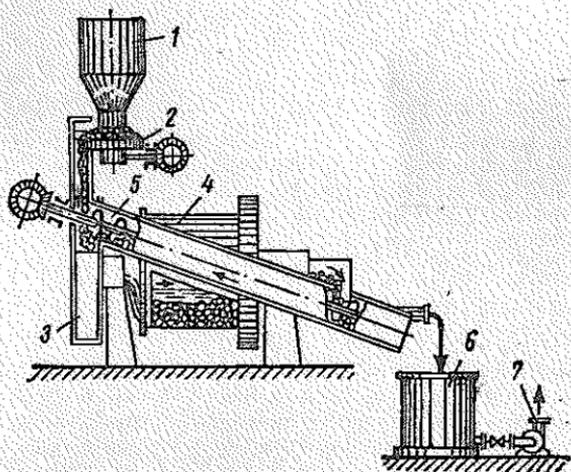
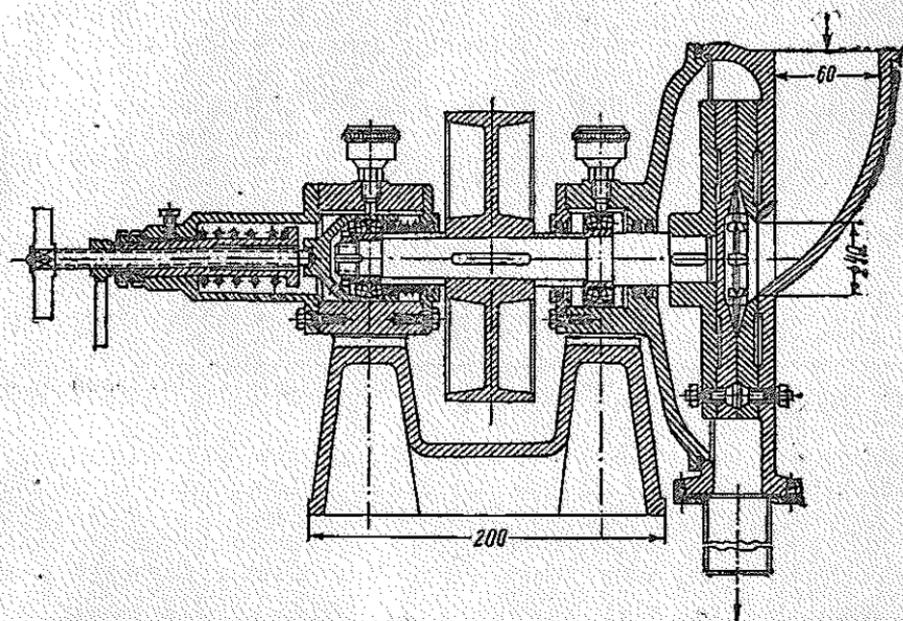


Рис. 27-3. Дискový истратель.

Рис. 27-4. Схема работы шаровой мельницы в замкнутом цикле со спиральным классификатором:

1 — бункер; 2 — тарельчатый питатель; 3 — улитка; 4 — шаровая мельница; 5 — спиральный классификатор; 6 — бак; 7 — насос.

Методика проведения работы

В условиях проведения учебной работы в целях экономии дробимого материала взвешивают около 100 г крупных кусков исходного материала, например, кирпича, и эту порцию пропускают через щековую дробилку. Измельченный в щековой дробилке материал собирается в приемник, пересыпается в контрольное сито с наиболее крупными отверстиями (верхнее), и весь набор сит устанавливается на механическом встряхивателе.

Сита должны быть расположены в порядке уменьшения размеров отверстий сит сверху вниз. Верхнее сито должно быть закрыто крышкой с деревянным амортизатором, а под нижнее (самое мелкое) подставлено доньшко.

Рассев в производственных условиях продолжают до 30 мин, однако в условиях проведения работы рассев можно производить в течение 10—15 мин.

По окончании отсева взвешивают остаток на каждом сите, включая также и материал, попавший в доньшко. Результаты взвешивания вносят в отчетную таблицу.

После взвешивания все остатки на ситах сыпают вместе, перемешивают, и эту смесь подают на измельчение в валковую дробилку.

Измельченный материал после валковой дробилки снова подвергают ситовому анализу, и результаты ситового анализа вносят в таблицу.

Обработка опытных данных и составление отчета

Произвести в качестве примера измельчение кирпича в щековой и валковой дробилках. После валковой дробилки остаток на сите с отверстием 2 мм не должен быть больше 12%. Результаты выполненной работы представлены в таблице.

По данным таблицы строят график (рис. 27-5) характеристик измельченного материала.

В результате ситового анализа установлено, что суммарный остаток на сите (кривая 2) с отверстиями шириной 2 мм составляет, например, 9,5%. По заданным же техническим условиям остаток на том же сите не должен превышать 12%, следовательно, установку валков (ширину зазора между валками) можно считать приемлемой.

В случае, если остаток на контрольном сите оказался бы значительно меньше 12%, то в целях экономии удельного расхода электроэнергии и повышения производительности валковой дробилки необходимо было бы в производственных условиях раздвигать валки и повторять испытания до приближения фактического суммарного остатка на контрольном сите к заданному по техническим условиям (12%). В данной учебной работе можно ограничиться одним испытанием.

Результаты ситового анализа и определение суммарного остатка на ситах (%)

Отверстие сит, мм	Ситовый анализ продукта после щековой дробилки			Ситовый анализ продукта после валковой дробилки		
	г	%	суммарный остаток (сверху по ситам)	г	%	суммарный остаток (сверху по ситам)
10	—	—	—	—	—	—
7	3,05	2,9	2,9	—	—	—
5	15,67	14,9	17,8	0,17	0,18	0,18
3	30,17	28,76	46,56	3,00	3,12	3,3
2	13,77	13,12	59,68	6,07	6,2	9,5
1	8,67	8,25	67,93	8,67	9,0	18,5
0,5	13,07	12,45	80,38	26,57	27,5	46,0
0,25	7,07	6,72	87,10	18,57	19,2	65,2
Донышко	13,57	12,9	100,0	33,57	34,8	100,0
Всего:	105,04	100,0		96,62	100	

Приближенное определение средних размеров зерен: после щековой дробилки (подача в валковую дробилку)

$$d'_{cp} = \frac{8,5 \cdot 2,9 + 6 \cdot 14,9 + 4 \cdot 28,76 + 2,5 \cdot 13,12 + 1,5 \cdot 8,25 + 0,75 \cdot 12,45 + 0,37 \cdot 6,72 + 0,125 \cdot 12,9}{100} = 2,88 \text{ мм}$$

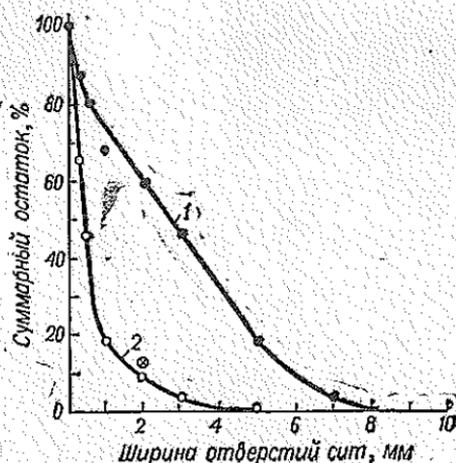


Рис. 27-5. Зерновые характеристики материала:

f — после щековой дробилки; 2 — после валковой дробилки; ⊗ — максимально допустимый остаток на сите 2 мм по ТУ.

после валковой дробилки

$$d''_{cp} = \frac{6 \cdot 0,18 + 4 \cdot 3,12 + 2,5 \cdot 6,2 + 1,5 \cdot 9 + 0,75 \cdot 27,5 + 0,37 \cdot 19,2 + 0,125 \cdot 34,8}{100} = 0,746 \text{ мм}$$

Степень измельчения валковой дробилки определяют по выражению

$$i = \frac{d'_{\text{ср}}}{d''_{\text{ср}}} = \frac{2,88}{0,746} = 3,86$$

В отчет должны быть включены: а) задание; б) схема установки со спецификацией; в) таблица с результатами работы; г) график, отражающий зерновые характеристики материала.

Контрольные вопросы к работе 27

1. Какие процессы называют дроблением и какие измельчением?
2. В чем отличие крупного, среднего и мелкого дробления, грубого и тонкого помола (измельчения)?
3. Что называют номинальным размером сеток, применяемых в ситовом анализе?
4. Что называют степенью измельчения?
5. По какой формуле определяют средний гранулометрический размер зерен?
6. Составьте принципиальные схемы работы щековой дробилки, валковой дробилки и дискового истирателя.

Дополнительная литература

Левенсон Л. Б., Цигельный П. М. Дробильно-сортировочные машины и установки. Л., Стройиздат, 1952. 428 с.

Глава VI

СВОДНЫЕ ДАННЫЕ О ЛАБОРАТОРИИ

ПРИМЕРНЫЕ ХАРАКТЕРИСТИКИ ОСНОВНОГО ОБОРУДОВАНИЯ УЧЕБНЫХ УСТАНОВОК

Работа 1

Определение режима течения жидкости

1. Бак для воды:
полезная вместимость $V = 600 \text{ дм}^3 (0,6 \text{ м}^3)$
размеры бака $L = 1000 \text{ мм}$
 $B = 600 \text{ мм}$
 $H = 1100 \text{ мм}$
2. Расходный бак с прозрачными стенками:
полезная вместимость $V = 100 \text{ дм}^3 (0,1 \text{ м}^3)$
размеры бака $L = 500 \text{ мм}$
 $B = 420 \text{ мм}$
 $H = 580 \text{ мм}$
3. Промежуточный бак с прозрачными стенками:
полезная вместимость $V = 65 \text{ дм}^3 (0,065 \text{ м}^3)$
размеры бака $L = 300 \text{ мм}$
 $B = 420 \text{ мм}$
 $H = 580 \text{ мм}$

Примечание. Внутренние поверхности всех трех баков имеют антикоррозийные покрытия.

4. Устройство для измерения расхода воды (например, ротаметр РС-5 или весы).
5. Труба стеклянная между баками с прозрачными стенками; размеры трубы:
 $d_{\text{вн}} = 25 \text{ мм}$ $L = 1400 \text{ мм}$

6. Трубопроводы — питательный, внутренний, сливной, диаметрами: 25, 30 и 38 мм.

Примечание. Внутренний трубопровод 13 выполнен из нержавеющей материала.

7. Бак с краской вместимостью $5 \text{ дм}^3 (0,005 \text{ м}^3)$.
8. Контрольно-измерительные приборы:
расходомер-ротаметр 0—100 л/ч
весы технические на 20 кг
секундомер
термометр до 50°C с длинной ножкой (примерно 400 мм)

Примечание. Баки с прозрачными стенками и стеклянная труба снабжены подсветкой.

Работа 2

Определение поля скоростей в трубопроводе

1. Вентилятор центробежный на одном валу с электродвигателем:
 $Q = 0,417 \text{ м}^3/\text{с} (1500 \text{ м}^3/\text{ч})$
 $H = 2 \text{ кПа} (200 \text{ мм вод. ст.})$

2. Электродвигатель переменного тока к вентилятору:

$$V = 220/380 \text{ В}$$

$$N = 3,5 \text{ кВт}$$

$$n = 24,2 \text{ об/с (1450 об/мин)}$$

3. Воздухопровод с приспособлением для замеров скоростных давлений посредством трубки Пито—Праנדтля в разных точках сечения трубопровода (1 компл.):

$$D = 150 \text{ мм}$$

$$L = 7,5 \text{ м}$$

4. Контрольно-измерительные приборы:

расходомер для воздуха, показывающий 1 компл.

$$Q = 0,334 \text{ м}^3/\text{с (1200 м}^3/\text{ч)}$$

трубка Пито — Праנדтля 2 шт.

дифференциальный манометр спиртовой с наклонной шкалой 1 шт.

$$\Delta p = 0-0,3 \text{ кПа (0-30 мм вод. ст.)}$$

психрометр 1 шт.

барометр ртутный чашечный 1 шт.

1 Одна трубка демонстрационная.

Работа 3

Определение гидравлических сопротивлений трубопроводов

1. Насос центробежный для перекачивания воды 4К-18а:

$$Q = 14 \text{ дм}^3/\text{с (50 м}^3/\text{ч)}$$

$$H = 19,6 \text{ кПа (20 м вод. ст.)}$$

2. Электродвигатель к насосу А 42-2:

$$N = 4,5 \text{ кВт}$$

$$n = 50 \text{ об/с (300 об/мин)}$$

$$U = 127/220 \text{ В}$$

3. Бак $800 \times 800 \times 800$ мм:

$$V = 0,5 \text{ м}^3$$

4. Трубопровод фланцевый, состоящий из трех линий, соединенных коллектором:

$$D_{\text{усл}} = 75 \text{ мм}$$

$$l_{\text{общ}} = 16 \text{ м}$$

$$\text{Длина одной ветви } l = 8 \text{ м}$$

На средней линии (соединенной с насосом):

а) плавное расширение на 125 мм

б) » сужение на 75 мм

в) внезапное расширение на 125 мм

г) » сужение на 75 мм

На боковых ветвях:

д) задвижка

и) задвижка

е) кран

к) участок прямой трубы $l = 5 \text{ м}$

ж) вентиль

л) плавный поворот

з) внезапный поворот.

5. Контрольно-измерительные приборы:

диафрагма нормальная из нержавеющей стали (к трубопроводу диаметром 75 мм)	1 шт.
дифференциальный манометр ртутный со шкалой до 9,3 кПа (700 мм)	2 шт.
дифференциальный манометр водяной со шкалой до 7,5 кПа (760 мм)	10 шт.
термометр (шкала от 0 до 40 °С)	1 шт.

Работа 4

Определение характеристик центробежного насоса

1. Центробежный насос:

$$Q = 1,67 \cdot 10^{-3} - 4 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с} \quad (6-14 \text{ м}^3/\text{ч})$$

$$H = 20 \div 14 \text{ м}$$

$$N = 1,7 \text{ кВт}$$

2. Электродвигатель марки ПН-10:

$$N = 0,93 \div 2,9 \text{ кВт}$$

$$n = 16,3-46,6 \text{ об/с} \quad (980-2800 \text{ об/мин})$$

3. Мерный бак (2 шт. — указаны размеры одного бака):

$$L = 500 \text{ мм} \quad H = 1250 \text{ мм}$$

$$B = 500 \text{ мм} \quad V = 0,25 \text{ м}^3$$

4. Бак расходный

$$L = 1400 \text{ мм} \quad H = 1100 \text{ мм}$$

$$B = 1150 \text{ мм} \quad V = 1,5 \text{ м}^3$$

5. Контрольно-измерительные приборы:

манометр на 0,25 МПа (2,5 кгс/см ²)	1 шт.
вакуумметр	1 шт.
тахометр стационарный до 50 об/с (3000 об/мин)	1 шт.
вольтметр МН на 150 В	1 шт.
амперметр МН на 300 А	1 шт.
секундомер	1 шт.
реостат (пусковой и регулировочный)	2 шт.

Работа 5

Определение характеристик центробежного вентилятора.

Работа центробежного вентилятора на сеть

1. Вентилятор центробежный:

$$Q = 0,83 \text{ м}^3/\text{с} \quad (3000 \text{ м}^3/\text{ч})$$

$$H = 1 \text{ кПа} \quad (100 \text{ мм вод. ст.})$$

2. Электродвигатель постоянного тока:

$$N = 2 \text{ кВт}$$

$$n = 24 \text{ об/с (1440 об/мин)}$$

3. Трубопровод:

$$D = 220 \text{ мм}$$

$$L = 7 \text{ м}$$

4. Диафрагма (затвор):

$$D = 220 \text{ мм}$$

5. Реостаты (пусковой и регулировочные) (3 шт.)

6. Контрольно-измерительные приборы:

тахометр стационарный 1 шт.

$$n = 8,3 - 25 \text{ об/с (500 - 1500 об/мин)}$$

амперметр постоянного тока 1 шт.

$$I = 50 \text{ А}$$

вольтметр постоянного тока 1 шт.

$$U = 150 \text{ В}$$

трубки пневмометрические (Пято) 2 шт.

$$L = 500 \text{ мм}$$

микроманометры дифференциальные:

$\Delta p = 0,4 \text{ кПа (40 мм вод. ст.)}$ 1 шт.

$\Delta p = 1 \text{ кПа (100 мм вод. ст.)}$ 1 шт.

Работа 6

Ознакомление с многоступенчатым поршневым компрессором высокого давления

Многоступенчатый лабораторный (передвижной) компрессор с выносными водяными холодильниками, ресивером и арматурой.

Работа 7

Изучение гидродинамической структуры потоков в аппарате смешения с применением ЭВМ

1. Сосуд:

$$D = 300 \text{ мм}$$

$$H = 400 \text{ мм}$$

2. Мешалки — пропеллерная, лопастная, турбинная:

$$d_m = 100, 150 \text{ мм}$$

3. Электродвигатель постоянного тока:

$$N \approx 150 + 300 \text{ Вт}$$

$$n = 2500 \text{ об/мин}$$

$$U = 110/127 \text{ В}$$

- Выпрямитель: тип ВСА-111К.
- Контрольно-измерительные приборы:

ротаметр РС-7
 тахометр ТМ-1
 кондуктометр ММЗЧ-04 с датчиками универсального комплекта УК-02/1.
 вычислительная машина МН-7
 осциллограф электронно-лучевой С1-19Б (С1-19).

Работа 8

Определение расхода энергии на перемешивание

- Электродвигатель постоянного тока ПН-10.
- Бак, днище эллиптическое:

а) $V \approx 35 \text{ дм}^3$	б) $V \approx 80 \text{ дм}^3$
$D = 300 \text{ мм}$	$D = 400 \text{ мм}$
$H = 500 \text{ мм}$	$H = 650 \text{ мм}$

- Мешалки (по 4 шт.):

а) лопастные	г) пропеллерные
б) рамные	д) турбинные
в) якорные	

- Контрольно-измерительные приборы:

тахометр стационарный (шкала от 0 до 1200 об/мин)	1 шт.
динамометр пружинный (со сменными пружинами)	1 шт.
термометр ртутный (шкала от 0 до 100 °С)	1 шт.
разновес технический до 1 кг	1 набор

Работа 9

Определение скорости витания частиц и коэффициента сопротивления циклона

- Вентилятор 5ЦС48 с электродвигателем:

$$Q = 450 \text{ м}^3/\text{ч}$$

$$H = 4,4 \text{ кПа (450 мм вод. ст.)}$$

- Редуктор.
- Регулирующее устройство.
- Циклон $D = 170 \text{ мм}$.
- Воздухопровод $d = 100 \text{ мм}$.
- Стеклообразные конические (2 шт.).
- Сборник.
- Контрольно-измерительные приборы:

диафрагма мерная	1 шт.
U-образные дифманометры стеклянные	2 шт.

Работа 10

Изучение гидравлики взвешенного слоя

1. Колодка стеклянная (2 шт.):

$$D = 40 \div 50 \text{ мм}$$

$$H = 1 \div 1,3 \text{ м}$$

2. Вентилятор с электродвигателем:

$$Q = 12 \text{ м}^3/\text{ч}$$

$$H = 3,9 \text{ кПа (400 мм вод. ст.)}$$

3. Переключатель трех-четырёхпозиционный (2 шт.).

4. Вентиль (3 шт.).

5. Контрольно-измерительные приборы:

дифференциальные манометры:

$$\Delta p = 1 \text{ кПа (100 мм вод. ст.)} \dots \dots \dots 2 \text{ шт.}$$

$$\Delta p = 2,4 \text{ кПа (250 мм вод. ст.)} \dots \dots \dots 1 \text{ шт.}$$

реометр воздушный:

$$V = 0 \div 12 \text{ м}^3/\text{ч} \dots \dots \dots 1 \text{ шт.}$$

Работа 11

Изучение работы циклона

1. Циклон ЦН-15:

$$D = 170 \text{ мм}$$

$$a \times b = 115 \times 35 \text{ мм}$$

2. Вентилятор (с электродвигателем):

$$Q = 400 \text{ м}^3/\text{ч}$$

$$H = 4,4 \text{ кПа (450 мм вод. ст.)}$$

3. Трубопровод:

$$D_{\text{усл}} = 100 \text{ мм}$$

4. Дозатор тарельчатого типа (диаметр тарелки 100 мм).

5. Контрольно-измерительные приборы:

диафрагма нормальная из нержавеющей стали ($D = 100 \text{ мм}$;

$$d_0 = 50 \text{ мм}) \dots \dots \dots 1 \text{ шт.}$$

дифференциальный манометр со шкалой до 2 кПа (200 мм) 2 шт.

весы технические (до 200 г) ВНЦ-2 1 шт.

Работа 13

Изучение работы барабанного вакуум-фильтра непрерывного действия

1. Барабанный фильтр:

$$D = 500 \text{ мм}$$

$$B = 185 \text{ мм}$$

$$F = 0,25 \text{ м}^2$$

2. Сборник фильтрата (с водомерным стеклом):

$$V = 50 \text{ дм}^3 (50 \text{ л})$$

3. Бак с мешалкой:

$$V = 0,25 \text{ м}^3 (250 \text{ л})$$

4. Центробежный насос:

$$Q = 1,7 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с} (6 \text{ м}^3/\text{ч})$$

$$n = 23 \text{ об/с} (1400 \text{ об/мин})$$

$$H = 206 \text{ МПа} (21 \text{ м вод. ст.})$$

5. Вакуум-насос типа ВН-1:

$$Q = 0,018 \text{ м}^3/\text{с} (1100 \text{ л/мин})$$

Остаточное давление $0,13 \text{ Па} (10^{-3} \text{ мм рт. ст.})$

Электродвигатель $N = 2,8 \text{ кВт}$

$$n = 8,3 \text{ об/с} (500 \text{ об/мин})$$

6. Газодувка:

$$P = 0,13 \text{ Па} (1,3 \text{ кгс/см}^2)$$

$$Q = 1,7 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с} (6 \text{ м}^3/\text{ч})$$

7. Маслоотделитель (2 шт.):

$$D = 150 \text{ мм}$$

$$H = 500 \text{ мм}$$

8. Электродвигатель (2 шт.):

$$N = 0,5 \text{ кВт}$$

9. Бачки для осадка.

10. Контрольно-измерительные приборы и материалы:

вакуумметр	1 шт.
манометр со шкалой до $0,1 \text{ МПа} (1 \text{ кгс/см}^2)$	2 шт.
термометр со шкалой до 50°C	1 шт.
весы на 10 кг с набором гирь	1 компл.
мел (измельченный)	50 кг

Работа 14

Разделение суспензий на центрифуге непрерывного действия

1. Центрифуга типа НОГШ-325:

$$D_{\text{бар}} = 325 \text{ мм}$$

$$Q_{\text{макс}} = 2 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с} (6 \text{ м}^3/\text{ч})$$

$$n = 58 \text{ об/с} (3500 \text{ об/мин})$$

2. Электродвигатель к центрифуге:

$$N = 7 \text{ кВт}$$

3. Насос центробежный:

$$Q = 2,7 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с} (10 \text{ м}^3/\text{ч})$$

$$H = 196 \text{ кПа} (20 \text{ м вод. ст.})$$

4. Электродвигатель (к насосу):

$$N = 1 \text{ кВт}$$

$$n = 23,5 \text{ об/с (1420 об/мин)}$$

5. Бак с мешалкой:

$$D = 600 \text{ мм}$$

$$H = 750 \text{ мм}$$

$$V_{\text{раб}} = 0,17 \text{ м}^3$$

6. Электродвигатель к мешалке:

$$N = 1 \text{ кВт}$$

$$n = 23,5 \text{ об/с (1420 об/мин)}$$

7. Распределитель:

$$\text{емкость мерного отсека } V = 30 \text{ дм}^3$$

$$\text{высота } \gg \gg h = 1200 \text{ мм}$$

8. Мерный бачок:

$$D = 200 \text{ мм}$$

$$H = 800 \text{ мм}$$

9. Контрольно-измерительные приборы (по 1 шт.):

станция управления СУ

секундомер

микроскоп

термометр (шкала $0 \div 100^\circ\text{C}$)

Работа 15

Изучение термического и гидравлического сопротивления теплообменника «труба в трубе»

1. Теплообменник «труба в трубе»:

$$F = 0,8 \text{ м}^2$$

$$D_{\text{н}} = 60 \times 4 \text{ мм}$$

$$d_{\text{вн}} = 32 \times 3 \text{ мм}$$

$$L_{\text{раб}} = 8,8 \text{ м}$$

2. Контрольно-измерительные приборы:

расходомер — ротаметр от 0 до 2100 л/ч 1 шт.

манометр со шкалой 0—0,2 МПа (0—2 кгс/см²) 1 шт.

термометры ртутные от 0 до 100 °C 2 шт.

Работа 16

Изучение процесса теплоотдачи в кожухотрубном теплообменнике

1. Теплообменник кожухотрубный с ляззовым компенсатором:

$$F = 1,56 \text{ м}^2$$

$$d = 25 \times 2,5 \text{ мм (трубки)}$$

$$n = 31$$

$$l = 800 \text{ мм}$$

2. Вентилятор центробежный:

$$Q = 800 \text{ м}^3/\text{ч}$$

$$\Delta p = 1 \text{ кПа (100 мм вод. ст.)}$$

3. Электродвигатель:

$$N = 1 \text{ кВт}$$

4. Воздухопровод:

$$D = 150 \text{ мм}$$

$$L = 10 \text{ м}$$

5. Паропровод с арматурой (три вентиля, водоотделитель):

$$d = 15 \text{ мм}$$

$$l = 10 \text{ м}$$

6. Горшки конденсационные № 00 (2 шт.)

7. Контрольно-измерительные приборы:

воздухомер с указывающим прибором 2 шт.

$$Q = 200-800 \text{ м}^3/\text{ч}$$

термометр 0—100 °С 2 шт.

манометр:

0—0,2 МПа (0—2 кгс/см²) 1 шт.

0—1 МПа (0—10 кгс/см²) 1 шт.

Работа 17

Испытание двухкорпусной выпарной установки

1. Выпарной аппарат с внутренней греющей камерой:

$$F = 1 \text{ м}^2 \quad d_{\text{гр}} = 30 \times 2,5 \text{ мм}$$

$$H = 1600 \text{ мм} \quad l = 480 \text{ мм}$$

$$D = 400 \text{ мм} \quad n = 30 \text{ шт.}$$

$$d_{\text{ц. гр}} = 83 \times 4 \text{ мм}$$

2. Выпарной аппарат с выносной греющей камерой:

$$F = 1 \text{ м}^2 \quad d_{\text{гр}} = 26 \times 3 \text{ мм}$$

$$H = 1100 \text{ мм} \quad l_{\text{гр}} = 780 \text{ мм}$$

$$D = 450 \text{ мм} \quad n = 19 \text{ шт.}$$

Сепаратор

$$V = 0,2 \text{ м}^3$$

$$D = 450 \text{ мм}$$

$$H = 1600 \text{ мм}$$

3. Подогреватель — трубчатый двухходовой теплообменник:

$$F = 1 \text{ м}^2 \quad d_{\text{гр}} = 26 \times 3 \text{ мм}$$

$$D = 200 \text{ мм} \quad l_{\text{гр}} = 1000 \text{ мм}$$

$$L = 1285 \text{ мм} \quad n = 14 \text{ шт.}$$

4. Барометрический конденсатор:

$$D = 150 \text{ мм}$$

$$H = 1200 \text{ мм}$$

$$n_{\text{полки}} = 4 \text{ шт.}$$

5. Бак для разбавленного (исходного) раствора:

$$H = 1200 \text{ мм} \quad L = 1000 \text{ мм}$$
$$B = 1000 \text{ мм} \quad V_{\text{раб}} = 0,2 \text{ м}^3$$

6. Вакуум-сборник (2 шт.):

$$V_{\text{раб}} = 0,02 \text{ м}^3 \text{ (20 л)} \quad H = 800 \text{ мм}$$
$$D = 200 \text{ мм} \quad F = 0,45 \text{ м}^2$$

7. Барометрический ящик:

$$D = 300 \text{ мм}$$

8. Бак для остатков:

$$V_{\text{раб}} = 0,2 \text{ м}^3 \text{ (200 л)}$$
$$D = 600 \text{ мм}$$
$$H = 700 \text{ мм}$$

9. Насос (3 шт.):

1) Центробежный ЦНШ-80

$$Q = 136 \text{ см}^3/\text{с} \text{ (0,49 м}^3/\text{ч)}$$
$$H = 59 \text{ кПа} \text{ (6 м вод. ст.)}$$

Электродвигатель к насосу

$$N = 2,2 \text{ кВт}$$
$$n = 23,7 \text{ об/с} \text{ (1425 об/мин)}$$

2) Водоструйный (эжектор):

Вакуум 78,5 кПа (0,8 кгс/см²)

10. Контрольно-измерительные приборы:

расходомеры — ротаметры от 0 до 500 л/ч, от 100—2100 л/ч	2 шт.
манометры:	
со шкалой на 0,6 МПа (6 кгс/см ²)	2 шт.
со шкалой на 0,3 МПа (3 кгс/см ²)	2 шт.
со шкалой на 0,1 МПа (1 кгс/см ²)	2 шт.
мановакуумметр со шкалой 0—0,1 МПа (0—1 кгс/см ²)	2 шт.
вакуумметр со шкалой 40—0—40 кПа (300—0—300 мм рт. ст.)	2 шт.
термометры ртутные со шкалой 0—150 °С (возможна установка термомпар или термометров сопротивления)	12 шт.
со шкалой 0—100 °С	2 шт.
со шкалой 0—50 °С	2 шт.
реометр со шкалой от 1,0 до 1,50	3 шт.
лучковая термомпара	2 шт.

11. Материалы, посуда:

сода (Na ₂ CO ₃)	150—200 кг в год
фарфоровая кружка вместимостью 0,5 л	3 шт.
фарфоровый стакан вместимостью 0,5 л	3 шт.

Работа 18

Изучение процесса ректификации и его моделирование на электронно-вычислительной машине (ЭВМ)

1. Колонна:

$$D = 150 \text{ мм}$$
$$H = 1800 \text{ мм}$$

2. Куб-испаритель:

$$D = 600 \text{ мм}$$
$$H = 600 \text{ мм}$$
$$V_{\text{раб}} = 0,1 \text{ м}^3$$
$$F_{\text{эм}} = 0,78 \text{ м}^2$$

3. Дефлегматор:

$$D = 190 \text{ мм}$$
$$H = 800 \text{ мм}$$
$$F = 0,5 \text{ м}^2$$

4. Подогреватель:

$$D = 130 \text{ мм}$$
$$H = 400 \text{ мм}$$

5. Водяной холодильник (2 шт.):

$$H = 230 \text{ мм}$$
$$B = 170 \text{ мм}$$
$$L = 740 \text{ мм}$$

6. Сборник:

$$H = 900 \text{ мм}$$
$$B = 800 \text{ мм}$$
$$L = 900 \text{ мм}$$

7. Напорный бак:

$$H = 400 \text{ мм}$$
$$B = 250 \text{ мм}$$
$$L = 800 \text{ мм}$$
$$V_{\text{раб}} = 0,055 \text{ м}^3$$

8. Контрольно-измерительные приборы:

термометры

0—100 °С 3 шт.

0—130 °С 1 шт.

ареометры-спиртомеры

60—100% 1 шт.

0—20% 1 шт.

манометры

0—0,7 МПа
(0—7 кгс/см²) . . . 1 шт.

0—0,2 МПа
(0—2 кгс/см²) . . . 1 шт.

9,8 кПа
(0—1000 мм вод. ст.) 1 шт.

расходомеры

0—25 см³/с 1 шт.

0—8 см³/с 1 шт.

9. Оборудование в помещении ЭВМ:

ЭВМ УМ-1Н-ХМ — габариты 1800×900×540 мм
пульт оператора — габариты 1050×1200×700 мм
приборный щит — габариты 1800×1000×600 мм

Работа 19

**Определение коэффициента массопередачи
в процессе абсорбции**

1. Скруббер:

$$D = 100 \text{ мм}$$
$$H = 1700 \text{ мм}$$

2. Сборник водного раствора аммиака:

$$D = 400 \text{ мм}$$

$$H = 600 \text{ мм}$$

$$V = 0,070 \text{ м}^3 (70 \text{ л})$$

3. Воздуходувка РГН-95 11 А:

$$Q = 0,011 \text{ м}^3/\text{с} (40 \text{ м}^3/\text{ч})$$

$$H = 19,6 \text{ кПа} (2000 \text{ мм вод. ст.})$$

4. Электродвигатель к воздуходувке:

$$N = 1 \text{ кВт}$$

$$n = 15,5 \text{ об/с} (930 \text{ об/мин})$$

5. Баллон с аммиаком, снабженный редуктором и манометром.

6. Контрольно-измерительные приборы:

газовый анализатор марки ТКГ-4Г

ротаметр РС-5:

расход воздуха $1,14 \cdot 10^{-3} - 5 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с}$ ($5 - 18 \text{ м}^3/\text{ч}$)

ротаметр РС-3:

расход воды $5,5 \cdot 10^{-3} - 27 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с}$ ($20 - 100 \text{ л/ч}$)

ротаметр РС-3:

расход аммиака $1 \cdot 10^{-4} - 2 \cdot 10^{-4} \text{ м}^3/\text{с}$ ($360 - 720 \text{ л/ч}$)

термометр технический стеклянный со шкалой $0 - 50^\circ\text{C}$

манометр стеклянный U-образный (2 шт.):

пределы измерения $0 - 2 \text{ кПа}$ ($0 - 200 \text{ мм вод. ст.}$)

Работа 20

Испытание экстракционной установки .

1. Экстрактор роторно-дисковый:

$$H = 1200 \text{ м}$$

$$D = 45 \text{ мм}$$

$$n = 8 \div 30 \text{ об/с} (500 \div 1800 \text{ об/мин})$$

Материал — нержавеющая сталь X18H10T

2. Расходные и приемные емкости (4 шт.)

$$V = 64 \text{ дм}^3$$

Материал — нержавеющая сталь X18H10T

3. Насос центробежный (2 шт.).

$$V = 100 \text{ дм}^3/\text{ч}$$

$$H = 5 \text{ м}$$

$$n = 47 \text{ об/с} (2800 \text{ об/мин})$$

4. Контрольно-измерительные приборы:

ротаметр РС-3 2 шт.

рефрактометр РПЛ-3 1 шт.

Работа 21

Изучение процесса адсорбции в противоточном колонном аппарате со взвешенным слоем адсорбента

1. Адсорбер плексигласовый с металлическими тарелками и переточными трубками:

$$D = 100 \text{ мм}$$

$$H = 200 \text{ мм}$$

2. Десорбер металлический — труба с жалюзийной насадкой:

$$D = 50-100 \text{ мм}$$

$$H = 300 \text{ мм}$$

$$H_{\text{нас}} = 200 \text{ мм}$$

3. Воздуходувка $Q = 6,8 \text{ м}^3/\text{ч}$.

4. Электродвигатель к воздуходувке:

$$N = 2,8 \text{ кВт}$$

$$n = 16 \text{ об/с (960 об/мин)}$$

5. Воздуходувка ротационная:

$$Q = 1 \text{ м}^3/\text{ч}$$

6. Электродвигатель к ротационной воздуходувке:

$$N = 0,5 \text{ кВт}$$

$$n = 23 \text{ об/с (1400 об/мин)}$$

7. Электроподогреватель трубчатый:

$$N = 0,5 \text{ кВт}$$

8. Контрольно-измерительные приборы:

потенциометр ЭПП-09 со шкалой до 200°C	1 шт.
термопары малогабаритные	4 шт.
расходомер до $15 \text{ дм}^3/\text{мин}$ (реометр)	3 шт.
секундомер	1 шт.

Работа 22

Изучение процесса сушки в воздушной циркуляционной сушилке

1. Сушильная камера:

$$H = 200 \text{ мм}$$

$$B = 150 \text{ мм}$$

$$L = 700 \text{ мм}$$

2. Вентилятор:

$$Q = 60 \text{ дм}^3/\text{с}$$

$$H = 1 \text{ кПа (100 мм вод. ст.)}$$

$$N = 0,6 \text{ кВт}$$

$$n = 50 \text{ об/с}$$

3. Электрический калорифер из четырех секций (нихромовая проволока $D = 2 \text{ мм}$):

$$N = 8,8 \text{ кВт}$$

4. Приборы и материалы:

контактный гальванометр типа КГ-3	1 шт.
реле электромагнитное типа АР-1	2 шт.
сигнальное устройство	1 шт.
термопара железо-константановая ($D=0,3$ мм, $l=1$ м)	3 шт.
трансформатор 127/12 В ТФ	1 шт.
термометры ртутные до 150°C	5 шт.
диафрагма с острыми краями ($D=150$ мм, $d=75$ мм)	1 шт.
дифференциальный манометр с наклонной шкалой до $0,3$ кПа (30 мм вод. ст.)	1 шт.
весы до 200 г (цена деления 2 г) ВНЦ-2	1 шт.
картон $0,1 \times 0,2$ м, $\delta=5$ мм	4 шт.

Работа 23

Испытание барабанной сушилки

1. Барабанная сушилка с приводом:

$$D = 250 \text{ мм}$$

$$L = 3 \text{ м}$$

2. Вентилятор центробежный:

$$Q = 1000 \text{ м}^3/\text{ч}$$

$$H = 2, \text{ кПа (200 мм вод. ст.)}$$

3. Питатель ленточный с мотором ПТ-175.

4. Бункер:

$$V = 0,15 \text{ м}^3$$

5. Электродвигатель постоянного тока:

$$N = 0,5 \text{ кВт}$$

6. Контрольно-измерительные приборы и материалы:

весы циферблатные К-50 до 50 кг	1 шт.
весы технические ВНЦ-2 до 200 г	1 шт.
газовый счетчик (тип 1СТК6, $V=6$ м ³ /ч, $l=5$ л)	1 шт.
психрометр	2 шт.
барометр	1 шт.
термометры ртутные с молочной шкалой:	
до 350°C	2 шт.
до 150°C	2 шт.
влагомер	1 шт.
диафрагма с дифференциальным манометром	1 шт.
кварцевый песок или другой материал	100 кг

Работа 24

Исследование процесса сушки во взвешенном слое

1. Сушильная камера:

$$D_{\text{цил}} = 0,4 \text{ м}$$

$$H_{\text{цил}} = 0,5 \text{ м}$$

$$H_{\text{кон}} = 0,4 \text{ м}$$

2. Циклон ЦН-15:

$$D = 175 \text{ мм}$$

3. Вентилятор (с электродвигателем) ВВД:

$$Q = 250 \text{ м}^3/\text{ч}$$

$$H = 4,4 \text{ кПа (450 мм вод. ст.)}$$

4. Электрический калорифер из 6 секций (нихромовая проволока $d = 1,5 \div \div 2$ мм):

$$N = 12 \text{ кВт}$$

5. Приборы и материалы:

потенциометр электрический на 6 точек с регулятором на 1 точку типа ЭПП-09	1 шт.
термопара (до 400 °С)	6 шт.
термометр ртутный до 250 °С	6 шт.
диафрагма с острыми краями ($D = 100$ мм, $d_0 = 50$ мм)	1 шт.
дифференциальный манометр с наклонной шкалой до 0,4 кПа (40 мм вод. ст.)	1 шт.
весы до 10 кг	1 шт.
сыпучий материал ($d = 0,5 - 2$ мм, $\rho_{нас} \leq 800$ кг/м ³), содержащий преимущественно поверхностную влагу (песок, силикагель и др.)	40 кг

Работа 25

Изучение работы компрессионной холодильной установки

1. Холодильная машина ИФ-49.

В комплект машины входят:

- агрегат компрессорно-конденсаторный Ф-00 (АК-2ФВ-6/3)
Электродвигатель А-42-4 $N = 2,8$ кВт
- батарей ребристые испарительные Ф-20 по 10 м² (4 шт.);
- терморегулирующие вентили ТРВ-2 (2 шт.);
- фильтр Ф-16;
- осушитель Ф-15.

2. Вентилятор центробежный (судовой) в комплекте с электродвигателем МА-52:

$$Q = 0,224 \text{ м}^3/\text{с} \text{ (или } 800 \text{ м}^3/\text{ч)}$$

$$H = 4,4 \text{ кПа (450 мм вод. ст.)}$$

$$N = 1,9 \text{ кВт}$$

3. Холодильная камера с воздухопроводом $D = 150$ мм и заслонкой на нем.

4. Электрокалорифер двухсекционный (мощность секции 1,2 кВт).

5. Контрольно-измерительные приборы:

воздухомер «кольцевые весы» ДКС-РПВ [$H_{\max} = 1,6$ кПа (160 мм вод. ст.)] в комплекте с нормальной диафрагмой (диаметр отверстия 110 мм)	1 компл.
ротаметр РС-7	1 шт.
лабораторный автотрансформатор (ЛАТР) РНО 250-2 (220 В, 9 А)	1 шт.
электронный мост МСР1-01 (50—0—+50 °С) со специальной шкалой для замера T_2 от 0 до 100 °С	1 шт.
многоточечный переключатель	1 шт.
термометр сопротивления (ГР 2, 3 А, 53 Ом, 0 °С)	8 шт.
манометр пружинный для хладона со шкалой от 0 до 1,6 МПа (0—16 кгс/см ²)	1 шт.
мановакуумметр пружинный для хладона со шкалой от 0 до 0,1 МПа (0—760 мм рт. ст.) и от 0 до 1,6 МПа (0—16 кгс/см ²)	1 шт.
магнитный пускатель П-222	4 шт.

Работа 26

Определение дисперсности сыпучих материалов (ситовой анализ и удельная поверхность)

1. Прибор 028М для механического рассева (для сит диаметром 190 мм). Электродвигатель:

$$N = 0,25 \text{ кВт}$$

$$n = 25 \text{ об/с}$$

2. Гидравлический пресс лабораторный (усилие 4 т).
3. Сосуд Мариотта.
4. Измерительная гильза металлическая:

$$D = 35 \text{ мм}$$

$$H = 100 \text{ мм}$$

5. Контрольно-измерительные приборы:

набор сит для ситового анализа	1 шт.
весы лабораторные	1 шт.
разновес технический до 1 кг	2 шт.
термометр ртутный со шкалой 0—50°С	2 шт.
манометр дифференциальный водяной на $\Delta p = 0,4$ кПа (40 мм вод. ст.)	2 шт.
цилиндры мерные на 100, 50 и 25 см ³	3 шт.

Работа 27

Изучение устройства и работы дробилок и мельниц

1. Щековая дробилка:

Ширина зева $B = 70$ мм

Электродвигатель:

$$N = 1,7 \text{ кВт}$$

$$n = 15,5 \text{ об/с (930 об/мин)}$$

2. Валковая дробилка:

$$D_B = 200 \text{ мм}$$

$$L = 75 \text{ мм}$$

Электродвигатель:

$$N = 0,52 \text{ кВт (2 шт.)}$$

$$n = 23,3 \text{ об/с (1400 об/мин)}$$

3. Дисковый истиратель:

$$D_D = 180 \text{ мм}$$

Электродвигатель:

$$N = 0,25 \text{ кВт}$$

$$n = 23,3 \text{ об/с (1400 об/мин)}$$

4. Механический встряхиватель для сит диаметром 190 мм:

Электродвигатель:

$$N = 0,25 \text{ кВт}$$

$$n = 23,3 \text{ об/с (1400 об/мин)}$$

5. Шаровая мельница мокрого помола ($D_{\text{внутр}} = 280$ мм; $L_{\text{внутр}} = 250$ мм) комплектно с тарельчатым питателем, спиральным классификатором и приводом:

электродвигатель мощностью 1 кВт 1 шт.

» » 0,25 кВт 2 шт.

6. Контрольно-измерительные приборы:

набор сит для ситового анализа

весы лабораторные.

ЧИСЛО РАБОЧИХ МЕСТ И ОРИЕНТИРОВОЧНАЯ ПОТРЕБНОСТЬ ВРЕМЕНИ ДЛЯ ВЫПОЛНЕНИЯ ОТДЕЛЬНЫХ РАБОТ

Большинство учебных установок позволяет участвовать в испытании нескольким студентам одновременно. В табл. VI-1 указано число рабочих мест для каждой установки, а также время, необходимое для выполнения отдельных работ

Таблица VI-1

№ по- пор.	Наименование работы	Число рабочих мест	Необхо- димое время для работы, ч
Гидромеханические процессы			
1	Определение режима течения жидкости	3	3
2	Изучение поля скоростей в трубопроводе	3	3
3	Определение гидравлических сопротивлений трубо- проводов	3-6	4
4	Определение характеристик центробежного насоса	4	4
5	Определение характеристик центробежного венти- лятора. Работа центробежного вентилятора на сеть	4	4
6	Ознакомление с многоступенчатым поршневым компрессором высокого давления	4	2
7	Изучение гидродинамической структуры потоков в аппарате смещения с применением ЭВМ	3	4
8	Определение расхода энергии на перемешивание . . .	3	4
9	Определение скорости витания и коэффициента сопротивления циклона	4	2
10	Изучение гидравлики взвешенного слоя	3	4
11	Изучение работы циклона	4	4
12	Определение коэффициента продольного перемеши- вания в колонном аппарате с насадкой	3	3
13	Изучение работы барабанного вакуум-фильтра непрерывного действия	3	3
14	Разделение суспензий на центрифуге непрерывного действия	3-4	4
Тепловые и массообменные процессы			
15	Изучение термического и гидравлического сопро- тивления теплообменника «труба в трубе»	3	4
16	Изучение процесса теплоотдачи в кожухотрубном теплообменнике	3	4
17	Испытание двухкорпусной выпарной установки . . .	4-5	4
18	Изучение процесса ректификации и его моделиро- вание на электронной вычислительной машине (ЭВМ)	4-6	4
19	Определение коэффициента массопередачи в про- цессе абсорбции	4	4
20	Испытание экстракционной установки	3-4	4
21	Изучение процесса адсорбции в противоточном колонном аппарате со взвешенным слоем адсор- бента	3-4	4
22	Изучение процесса сушки в воздушной цирку- ляционной сушилке	3	4
23	Испытание барабанной сушилки	3	4
24	Изучение процесса сушки в кипящем слое	3	4
Техника низких температур			
25	Изучение работы компрессорной холодильной установки	3-4	4

№ по пор.	Наименование работы	Число рабочих мест	Необходимое время для работы, ч
	Механическая обработка твердых материалов		
26	Определение дисперсности сыпучих материалов (ситовой анализ и удельная поверхность)	4	4
27	Изучение устройства и работы дробилок и мельниц	3	4

(включая время, необходимое для предварительного ознакомления с рабочей инструкцией, оборудованием установки, для проведения опытов, обработки результатов испытания и составления отчета).

НЕОБХОДИМАЯ ДЛЯ УСТАНОВОК ПЛОЩАДЬ

Учебные установки студенческого практикума занимают основную часть площади лаборатории. В табл. VI-2 указаны площади, занимаемые непосредственно учебными установками, и общие площади, необходимые не только для размещения установок, но и для их обслуживания (рабочие места студентов, столы для обработки опытных данных, ЭВМ, стены экспонатов и т. п.).

Целесообразно аппаратурные установки сгруппировать по отделам и разместить в отдельных залах¹:

	-м ²
1 зал — Транспорт жидкостей и газов	120
2 » — Разделение неоднородных систем	100
3 » — Тепловые процессы	60
4 » — Массообменные процессы	120
5 » — Техника низких температур	45
6 » — Механическая обработка твердых материалов	45

Примечание. Входящую в отдел «Массообменные процессы» ректификационную установку следует разместить в отдельном помещении, отвечающем особым требованиям техники безопасности. В этом же помещении могут производиться научно-исследовательские работы с огнеопасными веществами.

Кроме того необходимы:

1. Помещение для научно-исследовательских работ	200 м ²
2. Обслуживающие помещения (библиотека, комната для консультаций, механическая мастерская, препараторская, кладовые для приборов, запасных частей, инструмента и т. д.)	65 м ²
3. Помещения для заведующего кафедрой, преподавателей, аспирантов и научных сотрудников	100 м ²
4. Вспомогательные помещения (вестибюль, коридоры, гардероб, туалеты и т. д.)	140 м ²

¹ Размеры площадей для аппаратурных отделов и вспомогательных помещений указаны ориентировочно.

Следовательно, для лаборатории процессов и аппаратов желательна общая площадь в размере 1000 м².

Высота учебных помещений в лаборатории должна быть около 4—5 м.

Таблица VI-2

№ установки (работы)	Площади		Примечание
	занимаемые только установками, м ²	с учетом обслуживания установок, м ²	
1	$4 \times 1 = 4$	15	Желательно установить в углу помещения
2	$6,5 \times 1 = 6,5$	20	
3	$9,5 \times 1 = 9,5$	25	
4	$2,5 \times 2 = 5$	15	
5	$3,5 \times 1 + 2,5 \times 1 = 6$	20	
6	$2 \times 1 = 2$	4	
7	$2 \times 1,5 = 3$	10	
8	$2 \times 1,5 = 3$	15	
9	$2 \times 1 = 2$	4	
10	$2,0 \times 1,5 = 3$	6	
11	$3 \times 1 = 3$	7	
12	$2 \times 3 = 6$	20	
13	$7,5 \times 2 = 15$	25	
14	$4,5 \times 1,3 = 6$	20	
15	$4,0 \times 1,5 = 6$	10	
16	$6 \times 1 = 6$	18	
17	$6,5 \times 6,5 = 42$	42	
18	$4,3 \times 3,7 = 16$	30	Площадка размером 2,5 × 2,5 на высоте 2,4 м. Помещение для ЭВМ около 20 м ²
19	$4,6 \times 2,5 = 11,5$	20	
20	$2 \times 1,5 = 3$	6	
21	$3 \times 2 = 6$	12	
22	$5 \times 1,5 = 7,5$	15	
23	$5,3 \times 3 = 16$	30	
24	$3 \times 2,5 = 7,5$	12	
25	$4,5 \times 3,8 = 17$	25	
26	$2 \times 1,5 = 3$	15	
27	$4 \times 4 = 16$	30	

МЕХАНИЧЕСКАЯ МАСТЕРСКАЯ

Установки студенческого практикума в лаборатории процессов и аппаратов содержат элементы типового заводского оборудования. Для проведения периодического ремонта такой аппаратуры, а также для изготовления отдельных узлов установок для научно-исследовательских работ, при лаборатории необходимо иметь механическую мастерскую, располагающую необходимым оборудованием и набором соответствующего инструмента. Многолетняя практика показала, что

для поддержания лабораторных установок в надлежащем состоянии механическая мастерская должна иметь:

- | | |
|--|--------|
| 1. Станок токарно-винторезный с полным комплектом крепежного инструмента | 1 шт. |
| Характеристика станка: | |
| расстояние между центрами | 750 мм |
| высота центров | 150 мм |
| 2. Настольный горизонтально-фрезерный станок с комплектом крепежного инструмента | 1 шт. |
| 3. Настольный сверлильный станок | 1 шт. |
| 4. Станок для заточки инструментов | 1 шт. |
| 5. Верстаки с набором приспособлений (тиски, зажимы и пр.) для слесарных, столярных и трубопроводных работ | 3 шт. |
| 6. Наборы крепежных и режущих приспособлений инструмента для слесарных, столярных и трубопроводных работ | |
| 7. Наборы мерительных инструментов и приспособлений | |
| 8. Стеллажи для хранения инструментов, приспособлений, деталей, материалов и пр. | |

ЛИТЕРАТУРА

1. Касаткин А. Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. Изд. 9-е. М., Химия, 1973. 784 с.
2. Плановский А. Н., Николаев П. И. Процессы и аппараты химической и нефтехимической технологии. Изд. 2-е. М., Недра, 1971. 493 с.
3. Павлов К. Ф., Романков П. Г., Носков А. А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. Изд. 8-е. Л., Химия, 1976. 552 с.
4. Шабалин К. Н., Экель Е. С. Практикум по курсу «Типовые процессы и аппараты химической технологии». Изд. УПИ им. С. М. Кирова, Свердловск, 1954. 116 с.
5. Стабников В. Н. (ред.). Процессы и аппараты пищевых производств (лабораторный практикум). Киев, Техника, 1964. 635 с.
6. Гинзбург А. С. (ред.). Процессы и аппараты пищевых производств. Лабораторный практикум. М., Пищевая промышленность, 1964. 272 с.
7. Перри Дж. Справочник инженера-химика. Т. I и II. Пер. с англ./Под ред. Н. М. Жаворонкова и П. Г. Романкова. Л., Химия, 1969. 640 и 504 с.
8. Еленков Д., Пеев Г., Петров П. Ръководство за лаборатории упражнения по процеси и апарати в химическата промышленност. София. Изд. «Техника», 1973. 91 с.
9. Справочник химика. Т. I, II, III, V. Изд. 2-е. Л., «Химия», 1962, 1963, 1964, 1966. 1071 с., 1168 с., 1008 с., 976 с.

ПРИЛОЖЕНИЕ

Таблица 1

Относительная влажность воздуха (ϕ , %)

Температура воздуха t , °C	Психрометрическая разность ($t - t_M$)									
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
10	88	76	65	54	44	34	24	14	5	—
11	88	77	66	56	46	36	26	17	8	—
12	89	78	68	57	48	38	29	20	11	—
13	89	79	69	59	49	40	31	23	14	6
14	89	79	70	60	51	42	34	25	17	9
15	90	80	71	61	52	44	36	27	20	12
16	90	81	71	62	54	46	37	30	22	15
17	90	81	72	64	55	47	39	32	24	17
18	91	82	73	65	56	49	41	34	27	20
19	91	82	74	65	58	50	43	35	29	22
20	91	83	74	66	59	51	44	37	30	24
21	91	83	75	67	60	52	46	39	32	26
22	92	83	76	68	61	54	47	40	34	28
23	92	84	76	69	61	55	48	42	36	30
24	92	84	77	69	62	56	49	43	37	31
25	92	84	77	70	63	57	50	44	38	33
30	93	86	79	73	67	61	55	50	44	39

Температура воздуха t , °C	Психрометрическая разность ($t - t_M$)												
	5	10	15	20	25	30	35	40	45	50	55	60	65
40	71,5	48	29	13	—	—	—	—	—	—	—	—	—
50	74	54	36,5	22	11,5	1,5	—	—	—	—	—	—	—
60	76,5	57,5	42	28,5	18	9,5	2,5	—	—	—	—	—	—
70	78,5	60,5	45,5	33,5	23,5	15,5	5	3	—	—	—	—	—
80	80	63	49	37,5	28	20	13,5	8	3	1	—	—	—
90	81,5	65,5	52,5	41	31,5	24	17,5	12	8	4,5	1,5	—	—
100	82,5	67,5	55	44	35	27	21	15,5	11	7,5	4,5	2,5	0,5
110	—	69	57,5	46,5	38	30	24	18,5	14	10,5	7	5	2,5
120	—	—	—	49	40,5	33	26,5	21	16,5	12,5	9,5	7,5	4
130	—	—	—	—	—	35,5	29	23,5	19	15	12	9,5	6,5
140	—	—	—	—	—	—	—	26	21	17	14	11	8,5
150	—	—	—	—	—	—	—	—	—	19,5	16	13	10

Таблица II

Физические свойства воды

$t, ^\circ\text{C}$	$\rho, \text{кг/м}^3$	$c_p, \text{кДж/(кг}\cdot\text{K)}$	$\lambda \cdot 10^3, \text{Вт/(м}\cdot\text{K)}$	$\nu \cdot 10^3, \text{м}^2/\text{с}$	Pr
0	999,6	4,2121	55,1	1,789	13,67
10	999,7	4,1911	57,5	1,306	9,52
20	998,2	4,1828	59,9	1,006	7,02
30	995,7	4,174	61,8	0,805	5,42
40	992,2	4,174	63,4	0,659	4,31
50	988,1	4,174	64,8	0,556	3,54
60	983,2	4,179	65,9	0,478	2,98
70	977,8	4,187	66,8	0,415	2,55
80	971,8	4,195	67,5	0,365	2,21
90	965,3	4,208	68,0	0,326	1,95
100	958,4	4,220	68,3	0,285	1,75
110	951,0	4,233	68,5	0,272	1,60

Таблица III

Вязкость воды

$t, ^\circ\text{C}$	$\mu \cdot 10^3, \text{Па}\cdot\text{с}$	$t, ^\circ\text{C}$	$\mu \cdot 10^3, \text{Па}\cdot\text{с}$	$t, ^\circ\text{C}$	$\mu \cdot 10^3, \text{Па}\cdot\text{с}$
5	1,519	15	1,140	24	0,914
6	1,473	16	1,111	25	0,894
7	1,428	17	1,083	26	0,874
8	1,3860	18	1,056	27	0,855
9	1,346	19	1,030	28	0,836
10	1,308	20	1,005	29	0,818
11	1,271	21	0,9810	30	0,801
12	1,236	22	0,958	31	0,784
13	1,203	23	0,936	32	0,768
14	1,171				

Свойства насыщенного водяного пара
в зависимости от давления

Давление (абсолютное), кгс/см ²	Температура, °С	Удельный объем, м ³ /кг	Плотность, кг/м ³	Удельная энтальпия жидкости l' , кДж/кг	Удельная энтальпия пара l'' , кДж/кг	Удельная теплота парообразова- ния r , кДж/кг
0,01	6,6	131,60	0,00760	27,7	2506	2478
0,15	12,7	89,64	0,01116	53,2	2518	2465
0,02	17,1	68,27	0,01465	71,6	2526	2455
0,025	20,7	55,28	0,01809	86,7	2533	2447
0,03	23,7	46,53	0,02149	99,3	2539	2440
0,04	28,6	35,46	0,02820	119,8	2548	2429
0,05	32,5	28,73	0,03481	136,2	2556	2420
0,06	35,8	24,19	0,04133	150,0	2562	2413
0,08	41,1	18,45	0,05420	172,2	2573	2400
0,10	45,4	14,96	0,06686	190,2	2581	2390
0,12	49,0	12,60	0,07937	205,3	2588	2382
0,15	53,6	10,22	0,09789	224,6	2596	2372
0,20	59,7	7,977	0,1283	250,1	2607	2358
0,30	68,7	5,331	0,1876	287,9	2620	2336
0,40	75,4	4,072	0,2456	315,9	2632	2320
0,50	80,9	3,304	0,3027	339,0	2642	2307
0,60	85,5	2,785	0,3590	358,2	2650	2296
0,70	89,3	2,411	0,4147	375,0	2657	2286
0,80	93,0	2,128	0,4699	389,7	2663	2278
0,90	96,2	1,906	0,5246	403,1	2668	2270
1,0	99,1	1,727	0,5790	415,2	2677	2264
1,2	104,2	1,457	0,6865	437,0	2686	2249
1,4	108,7	1,261	0,7931	456,3	2693	2237
1,6	112,7	1,113	0,898	473,1	2703	2227
1,8	116,3	0,997	1,003	483,6	2709	2217
2,0	119,6	0,903	1,107	502,4	2710	2208
3,0	132,9	0,6180	1,618	558,9	2730	2171
4,0	142,9	0,4718	2,120	601,1	2744	2141
5,0	151,1	0,3825	2,614	637,7	2754	2117
6,0	158,1	0,3222	3,104	667,9	2768	2095
7,0	164,2	0,2785	3,591	694,3	2769	2075
8,0	169,6	0,2454	4,075	718,4	2776	2057
9,0	174,5	0,2195	4,536	740,0	2780	2040

Давление (абсолютное), кгс/см ²	Температура, °С	Удельный объем, м ³ /кг	Плотность, кг/м ³	Удельная энтальпия жидкости t' , кДж/кг	Удельная энтальпия пара t'' , кДж/кг	Удельная теплота парообразования r , кДж/кг
10	179,0	0,1985	5,037	759,6	2784	2024
11	183,2	0,1813	5,516	778,1	2787	2009
12	187,1	0,1668	5,996	795,3	2790	1995
13	190,7	0,1545	6,474	811,2	2793	1984
14	194,1	0,1438	6,952	826,7	2795	1968
15	197,4	0,1346	7,431	840,9	2796	1956
16	200,4	0,1264	7,909	854,8	2798	1943
17	203,4	0,1192	8,389	867,7	2799	1931
18	206,2	0,1128	8,868	880,3	2800	1920
19	208,8	0,1070	9,349	892,5	2801	1909
20	211,4	0,1017	9,83	904,2	2802	1898
30	232,8	0,06802	14,70	1002	2801	1800
40	249,2	0,05069	19,73	1079	2793	1715
50	262,7	0,04007	24,96	1143	2780	1637
60	274,3	0,03289	30,41	1199	2763	1565
70	284,5	0,02769	36,12	1249	2746	1497
80	293,6	0,02374	42,13	1294	2726	1432
90	301,9	0,02064	48,45	1337	2705	1369
100	309,5	0,01815	55,11	1377	2684	1306
120	323,1	0,01437	69,60	1455	2638	1183
140	335,0	0,01164	85,91	1531	2592	1061
160	345,7	0,00956	104,6	1606	2540	934
180	355,4	0,00782	128,0	1684	2483	799
200	364,2	0,00614	162,9	1783	2400	617
225	374,0	0,00310	322,6	2100	2100	0

Таблица V

Теплоемкость и теплота парообразования этилового спирта

Температура t , °С	Теплоемкость c , Дж/(кг·К)	Теплота парообразования $r \cdot 10^{-3}$, Дж/кг	Температура t , °С	Теплоемкость c , Дж/(кг·К)	Теплота парообразования $r \cdot 10^{-3}$, Дж/кг
0	2292	921,8	60	2966	879,9
20	2485	913,4	80	3222	850,6
40	2715	900,8	100	3515	812,9

Таблица VI

Равновесные составы жидкости и пара для системы этиловый спирт — вода под атмосферным давлением

Содержание спирта, % (мол.)		Содержание спирта, % (мол.)		Содержание спирта, % (мол.)	
в жидкости, x	в паре, y^*	в жидкости, x	в паре, y^*	в жидкости, x	в паре, y^*
0	0	20	53	60	69,5
2	19	30	57,5	70	75,5
5	32	40	61,5	80	82
10	44	50	65	89	89

Таблица VII

Физические свойства сухого воздуха при атмосферном давлении

$t, ^\circ\text{C}$	$\rho,$ кг/м ³	$c_p,$ кДж/(кг·К)	$\lambda \cdot 10^3,$ Вт/(м·К)	$\mu \cdot 10^6,$ Па·с	$\nu \cdot 10^6,$ м ² /с	P_r
0	1,293	1,005	2,44	17,17	13,28	0,707
10	1,247	1,005	2,51	17,66	14,16	0,705
20	1,205	1,005	2,59	18,15	15,08	0,703
30	1,165	1,005	2,67	18,64	16,00	0,701
40	1,128	1,005	2,76	19,13	16,96	0,699
50	1,093	1,005	2,83	19,62	17,95	0,698
60	1,060	1,005	2,89	20,11	18,97	0,696
70	1,029	1,009	2,96	20,60	20,02	0,694
80	1,000	1,009	3,05	21,09	21,09	0,692
90	0,972	1,009	3,13	21,48	22,10	0,690
100	0,946	1,009	3,21	21,88	23,13	0,688
130	0,898	1,009	3,34	22,86	25,45	0,686
140	0,854	1,013	3,49	23,74	27,80	0,684
160	0,815	1,017	3,64	24,52	30,09	0,682

Таблица VIII

Изотерма адсорбции водяного пара силикагеля ШСМ при $t = 20^\circ\text{C}$

$x \cdot 10^3,$ кг водяного пара на 1 кг сухого воздуха	$\phi = p/p_{\text{нас}}$	$p,$ кПа	$z^* \cdot 10^3,$ кг воды на 1 кг силикагеля
0	0	0	0
1,87	0,13	0,30	3
3,75	0,26	0,61	6
5,64	0,39	0,91	9
7,55	0,52	1,22	12
9,45	0,65	1,52	15

Таблица IX

Соотношения между единицами СИ и другими

Наименование величины	Единицы измерения СИ	Соотношения между единицами измерения
Сила P	Н	$1 \text{ кгс} \approx 9,81 \text{ Н}$
Вязкость μ	Па · с	$1 \text{ сП} = 1 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$ $1 \text{ кгс} \cdot \text{с}/\text{м}^2 \approx 9,81 \text{ Па} \cdot \text{с}$
Теплоемкость c	$\frac{\text{Дж}}{\text{кг} \cdot \text{К}}$	$1 \frac{\text{ккал}}{\text{кг} \cdot \text{°C}} \approx 4187 \frac{\text{Дж}}{\text{кг} \cdot \text{К}}$
Теплопроводность λ	$\frac{\text{Вт}}{\text{м} \cdot \text{К}}$	$1 \frac{\text{ккал}}{\text{м} \cdot \text{ч} \cdot \text{°C}} = 1,163 \frac{\text{Вт}}{\text{м} \cdot \text{К}}$
Теплота парообразования r	Дж/кг	$1 \text{ ккал}/\text{кг} \approx 4187 \text{ Дж}/\text{кг}$
Коэффициент теплоотдачи α	$\frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{К}}$	$1 \frac{\text{ккал}}{\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{°C}} = 1,163 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{К}}$
Коэффициент теплопередачи K	$\frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{К}}$	$1 \frac{\text{ккал}}{\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{°C}} = 1,163 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{К}}$
Тепловое напряжение q	Вт/м ²	$1 \frac{\text{ккал}}{\text{м}^2 \cdot \text{ч}} = 1,163 \text{ Вт}/\text{м}^2$
Давление p	Па	$1 \text{ ат} = 1 \text{ кгс}/\text{см}^2 \approx 9,81 \cdot 10^4 \text{ Па}$ $1 \text{ мм вод. ст.} \approx 9,81 \text{ Па}$ $1 \text{ мм рт. ст.} \approx 133,3 \text{ Па}$

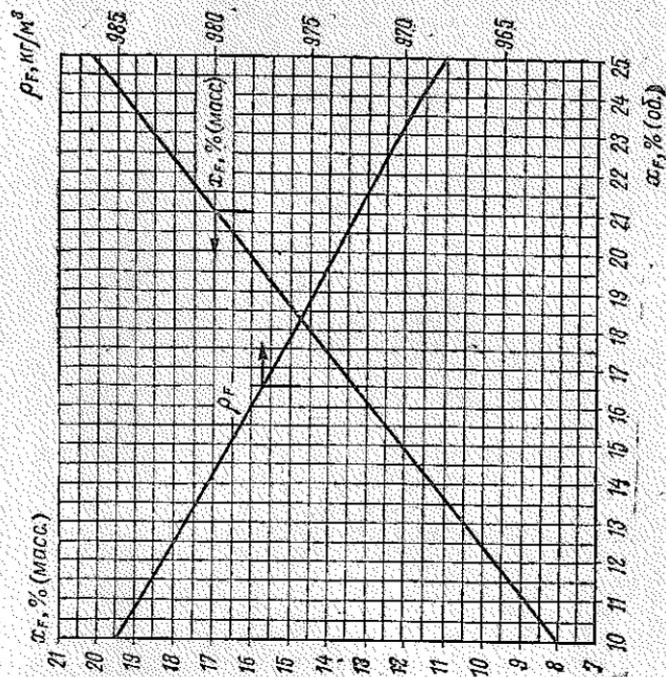
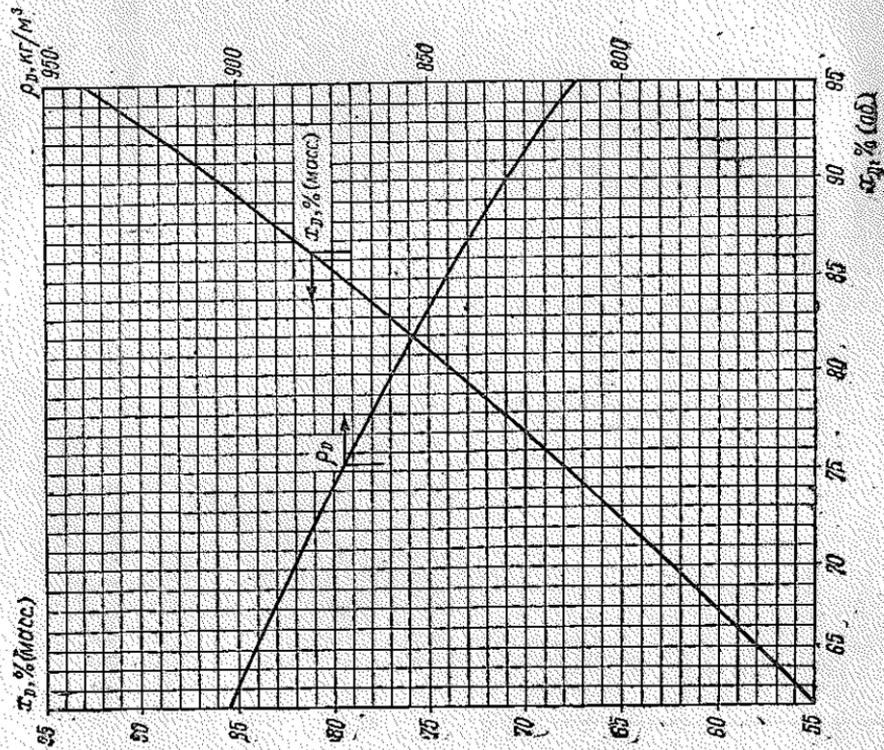
Относительные атомные массы с четырьмя значащими цифрами

Настоящая таблица рекомендована Комитетом по химическому образованию Международного союза чистой и прикладной химии (ИЮПАК) и согласована с Комиссией ИЮПАК по атомным весам; в данные для Tc , Ra , Pa , Np , Mo и Lr внесены уточнения в соответствии с Международной таблицей атомных масс 1977 г. Значения относительных атомных масс приведены в углеродной шкале (атомная масса изотопа углерода ^{12}C равна 12 точно).

За исключением отмеченных ниже специальных случаев, все данные представлены с точностью по крайней мере до одной единицы в четвертой значащей цифре. Величины, отмеченные звездочкой (*), даны с точностью до трех единиц в четвертой значащей цифре. Курсивом выделены величины, которые в некоторых природных образцах могут отличаться от приведенных в таблице вследствие вариаций изотопного состава соответствующих элементов. В скобках приведены массовые числа изотопов, обладающих наибольшим известным для данного радиоактивного элемента периодом полураспада.

Порядковый номер элемента	Название элемента	Химический символ	Атомная масса
1	Водород	H	1,008
2	Гелий	He	4,003
3	Литий	Li	6,941*
4	Бериллий	Be	9,012
5	Бор	B	10,81
6	Углерод	C	12,01
7	Азот	N	14,01
8	Кислород	O	16,00
9	Фтор	F	19,00
10	Неон	Ne	20,18
11	Натрий	Na	22,99
12	Магний	Mg	24,31
13	Алюминий	Al	26,98
14	Кремний	Si	28,09
15	Фосфор	P	30,97
16	Сера	S	32,06
17	Хлор	Cl	35,45
18	Аргон	Ar	39,95
19	Калий	K	39,10
20	Кальций	Ca	40,08
21	Скандий	Sc	44,96
22	Титан	Ti	47,90*
23	Ванадий	V	50,94
24	Хром	Cr	52,00
25	Марганец	Mn	54,94
26	Железо	Fe	55,85
27	Кобальт	Co	58,93
28	Никель	Ni	58,70
29	Медь	Cu	63,55
30	Цинк	Zn	65,38
31	Галлий	Ga	69,72
32	Германий	Ge	72,59*
33	Мышьяк	As	74,92
34	Селен	Se	78,96*
35	Бром	Br	79,90
36	Криптон	Kr	83,80
37	Рубидий	Rb	85,47
38	Стронций	Sr	87,62
39	Иттрий	Y	88,91
40	Цирконий	Zr	91,22
41	Ниобий	Nb	92,91
42	Молибден	Mo	95,94*
43	Технеций	Tc	98,91
44	Рутений	Ru	101,1
45	Родий	Rh	102,9
46	Палладий	Pd	106,4
47	Серебро	Ag	107,9
48	Кадмий	Cd	112,4
49	Индий	In	114,8
50	Олово	Sn	118,7
51	Сурьма	Sb	121,8

Порядковый номер элемента	Название элемента	Химический символ	Атомная масса
52	Теллур	Ta	127,6
53	Иод	I	126,9
54	Ксенон	Xe	131,3
55	Цезий	Cs	132,9
56	Барий	Ba	137,3
57	Лантан	La	138,9
58	Церий	Ce	140,1
59	Празеохим	Pr	140,9
60	Неодим	Nd	144,2
61	Прометий	Pm	(145)
62	Самарий	Sm	150,4
63	Европий	Eu	152,0
64	Гадолиний	Cd	157,3
65	Тербий	Tb	158,9
66	Диспрозий	Dy	162,5
67	Гольмий	Ho	164,9
68	Эрбий	Er	167,3
69	Тулий	Tm	168,9
70	Иттербий	Yb	171,0
71	Лютеций	Lu	175,0
72	Гафний	Hf	178,5
73	Тантал	Ta	180,9
74	Вольфрам	W	183,9
75	Рений	Re	186,2
76	Осмий	Os	190,2
77	Иридий	Ir	192,2
78	Платина	Pt	195,1
79	Золото	Au	197,0
80	Ртуть	Hg	200,6
81	Таллий	Tl	204,4
82	Свинец	Pb	207,2
83	Висмут	Bi	209,0
84	Полоний	Po	(209)
85	Астат	At	(210)
86	Радон	Rn	(222)
87	Франций	Fr	(223)
88	Радий	Ra	226,0
89	Актиний	Ac	(227)
90	Торий	Th	232,0
91	Протактиний	Pa	231,0
92	Уран	U	238,0
93	Нептуний	Np	237,0
94	Плутоний	Pu	(244)
95	Америций	Am	(243)
96	Кюрий	Cm	(247)
97	Берклий	Bk	(247)
98	Калифорний	Cf	(251)
99	Эйнштейний	Es	(254)
100	Фермий	Fm	(257)
101	Менделевий	Md	(258)
102	(Нобелий)	No	(255)
103	Лоуренсий	(Lr)	(256)



Характеристика смеси этиловый спирт — вода (к работе 18)

ОГЛАВЛЕНИЕ

Предисловие к пятому изданию	3
--	---

Глава I

МЕТОДИЧЕСКИЕ ПРИНЦИПЫ И ПРОГРАММА ЛАБОРАТОРНЫХ ЗАНЯТИЙ

Общие методические вопросы	5
Основные требования, предъявляемые к учебным установкам	8
Программа лабораторного практикума	10

Глава II

ГИДРОМЕХАНИЧЕСКИЕ ПРОЦЕССЫ

<i>Работа 1.</i> Определение режима течения жидкости	13
<i>Работа 2.</i> Изучение поля скоростей в трубопроводе	18
<i>Работа 3.</i> Определение гидравлических сопротивлений трубопроводов	27
<i>Работа 4.</i> Определение характеристик центробежного насоса	35
<i>Работа 5.</i> Определение характеристик центробежного вентилятора. Работа центробежного вентилятора на сеть	44
<i>Работа 6.</i> Ознакомление с многоступенчатым поршневым компрессором высокого давления	52
<i>Работа 7.</i> Изучение гидродинамической структуры потоков в аппарате смешения с применением ЭВМ	56
<i>Работа 8.</i> Определение расхода энергии на перемешивание	70
<i>Работа 9.</i> Определение скорости витания частиц и коэффициента сопротивления циклона	78
<i>Работа 10.</i> Изучение гидравлики взвешенного слоя	84
<i>Работа 11.</i> Изучение работы циклона	91
<i>Работа 12.</i> Определение коэффициента продольного перемешивания в колонном аппарате с насадкой	99
<i>Работа 13.</i> Изучение работы барабанного вакуум-фильтра непрерывного действия	105
<i>Работа 14.</i> Разделение суспензий на центрифуге непрерывного действия	110

Глава III

ТЕПЛОВЫЕ И МАССООБМЕННЫЕ ПРОЦЕССЫ

<i>Работа 15.</i> Изучение термического и гидравлического сопротивления теплообменника «труба в трубе»	118
<i>Работа 16.</i> Изучение процесса теплоотдачи в кожухотрубном теплообменнике	126

<i>Работа 17.</i> Испытание двухкорпусной выпарной установки	133
<i>Работа 18.</i> Изучение процесса ректификации и его моделирование на электронно-вычислительной машине (ЭВМ)	142
<i>Работа 19.</i> Определение коэффициента массопередачи в процессе абсорбции	154
<i>Работа 20.</i> Испытание экстракционной установки	161
<i>Работа 21.</i> Изучение процесса адсорбции в противоточном колонном аппарате со взвешенным слоем адсорбента	171
<i>Работа 22.</i> Изучение процесса сушки в воздушной циркуляционной сушилке	179
<i>Работа 23.</i> Испытание барабанной сушилки	186
<i>Работа 24.</i> Исследование процесса сушки во взвешенном слое	192

Глава IV ТЕХНИКА НИЗКИХ ТЕМПЕРАТУР

<i>Работа 25.</i> Изучение работы компрессионной холодильной установки	200
--	-----

Глава V МЕХАНИЧЕСКАЯ ОБРАБОТКА ТВЕРДЫХ МАТЕРИАЛОВ

<i>Работа 26.</i> Определение дисперсности сыпучих материалов (ситовой анализ и удельная поверхность)	209
<i>Работа 27.</i> Изучение устройства и работы дробилок и мельниц	218

Глава VI СВОДНЫЕ ДАННЫЕ О ЛАБОРАТОРИИ

Примерные характеристики основного оборудования учебных установок	225
Число рабочих мест и ориентировочная потребность времени для выполнения отдельных работ	240
Необходимая для установок площадь	242
Механическая мастерская	243
Литература	244
Приложение	245

РУКОВОДСТВО
и практическим занятиям
в лаборатории
процессов и аппаратов
химической технологии

Редактор Л. Ф. Травина
Техн. редактор З. Е. Маркова
Корректор Б. Н. Тамаркина
Переплет художника А. И. Бородина

ИБ № 995

Сдано в наб. 6.02.79. Подп. в печать 25.06.79. М-31141. Формат
бумаги. 60 × 90^{1/16}. Бум. тип. № 2. Литературная гарнитура.
Высокая печать. Усл. печ. л. 16,0. Уч.-изд. л. 16,6. Тираж 16 000 экз.
Зак. 51. Цена 70 коп. Изд. № 1614.

Ордена «Знак Почета» издательство «Химия», Ленинградское
отделение, 191186, Ленинград, Д-186, Невский пр., 28

Ордена Трудового Красного Знамени Ленинградская типогра-
фия № 2 имени Евгении Соколовой «Союзполиграфпром»
при Государственном комитете СССР по делам издательства,
полиграфии и книжной торговли, 193052, Ленинград, Л-52,
Измайловский пр., 29.