МИНОБРНАУКИ РОССИИ
федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение
высшего образования
«Самарский государственный технический университет»
(ФГБОУ ВО «СамГТУ»)

УТВЕРЖДАЮ:
Проректор по учебной работе
_____ / О.В. Юсупова
"_____" _____ 20___ г.

РАБОЧАЯ ПРОГРАММА ДИСЦИПЛИНЫ (МОДУЛЯ)

Б1.В.01.14 «Гидроаэродинамика промышленных аппаратов»

Код и направление подготовки (специальность)	15.03.02 Технологические машины и оборудование
Направленность (профиль)	Оборудование нефтегазопереработки
Квалификация	Бакалавр
Форма обучения	Заочная
Год начала подготовки	2022
Институт / факультет	Институт нефтегазовых технологий (ИНГТ)
Выпускающая кафедра	кафедра "Машины и оборудование нефтегазовых и химических производств"
Кафедра-разработчик	кафедра "Машины и оборудование нефтегазовых и химических производств"
Объем дисциплины, ч. / з.е.	216 / 6
Форма контроля (промежуточная аттестация)	Экзамен

Самара 2022

Б1.В.01.14 «Гидроаэродинамика промышленных аппаратов»

Рабочая программа дисциплины разработана в соответствии с требованиями ФГОС ВО по направлению подготовки (специальности) **15.03.02 Технологические машины и оборудование**, утвержденного приказом Министерства образования и науки РФ от № 1170 от 20.10.2015 и соответствующего учебного плана.

Разработчик РПД:

Доцент, кандидат технических наук (должность, степень, ученое звание)	С.В Иваняков (ФИО)
Заведующий кафедрой	И.Д. Ибатуллин, доктор технических наук (ФИО, степень, ученое звание)

СОГЛАСОВАНО:

Председатель методического совета факультета / института (или учебно-методической комиссии)	А.Ю Чуркина, кандидат химических наук, доцент (ФИО, степень, ученое звание)
Руководитель образовательной программы	С.Б. Коныгин, доктор технических наук, доцент (ФИО, степень, ученое звание)

Содержание

1. Перечень планируемых результатов обучения по дисциплине (модулю), соотнесенных с планируемыми результатами освоения образовательной программы 4
2. Место дисциплины (модуля) в структуре образовательной программы 5
3. Объем дисциплины (модуля) в зачетных единицах с указанием количества академических часов, выделенных на контактную работу обучающихся с преподавателем (по видам учебных занятий) и на самостоятельную работу обучающихся 5
4. Содержание дисциплины (модуля), структурированное по темам (разделам), с указанием отведенного на них количества академических часов и видов учебных занятий 6
4.1 Содержание лекционных занятий 6
4.2 Содержание лабораторных занятий 7
4.3 Содержание практических занятий 7
4.4. Содержание самостоятельной работы 7
5. Перечень учебной литературы и учебно-методического обеспечения по дисциплине (модулю) 8
6. Перечень информационных технологий, используемых при осуществлении образовательного процесса по дисциплине (модулю), включая перечень программного обеспечения 8
7. Перечень ресурсов информационно-телекоммуникационной сети «Интернет», профессиональных баз данных, информационно-справочных систем 9
8. Описание материально-технической базы, необходимой для осуществления образовательного процесса по дисциплине (модулю) 9
9. Методические материалы 10
10. Фонд оценочных средств по дисциплине (модулю) 12

1. Перечень планируемых результатов обучения по дисциплине (модулю), соотнесенных с планируемыми результатами освоения образовательной программы

Наименование категории (группы) компетенций	Код и наименование компетенции	Код и наименование индикатора достижения компетенции	Результаты обучения (знать, уметь, владеть, соотнесенные с индикаторами достижения компетенции)
Общепрофессиональные компетенции			
	ОПК-1 Способен применять естественнонаучные и общеинженерные знания, методы математического анализа и моделирования в профессиональной деятельности;	ОПК-1.1 Решает задачи профессиональной деятельности с использованием методов математики и математического моделирования	Знать методы решения задач профессиональной деятельности с использованием методов математики и математического моделирования
		ОПК-1.2 Использует базовые знания в области физики и химии для решения задач профессиональной деятельности	Уметь использовать базовые знания в области физики и химии для решения задач профессиональной деятельности
		ОПК-1.3 Решает задачи профессиональной деятельности с использованием общеинженерных знаний	Владеть способами решения задач профессиональной деятельности с использованием общеинженерных знани
Профессиональные компетенции			
Не предусмотрено	ПК-1 Способен разрабатывать рабочую проектную и техническую документацию, оформлять законченные проектно-конструкторские работы с проверкой соответствия разрабатываемых проектов и технической документации стандартам, техническим условиям и другим нормативным документам	ПК-1.1 Применяет актуальную нормативную документацию при оформлении законченных проектных работ	Знать актуальную нормативную документацию при оформлении законченных проектных работ
		ПК-1.3 Знает основные технологические процессы в нефтегазовой отрасли	Знать основные технологические процессы в нефтегазовой отрасли
		ПК-1.5 Знает основные законы и принципы расчета процессов и аппаратов нефтегазовой отрасли	Знать основные законы и принципы расчета процессов и аппаратов нефтегазовой отрасли

2. Место дисциплины (модуля) в структуре образовательной программы

Место дисциплины (модуля) в структуре образовательной программы: **вариативная часть**

Код компетенции	Предшествующие дисциплины	Параллельно осваиваемые дисциплины	Последующие дисциплины
ОПК-1	Математика; Материаловедение и технологии конструкционных материалов; Процессы и агрегаты нефтегазовых технологий; Физика; Физико-математические методы расчета нефтегазового оборудования; Химия; Электротехника и электроника	Дисперсные системы в оборудовании нефтегазопереработки	Подготовка к процедуре защиты и защита выпускной квалификационной работы
ПК-1	Компьютерное моделирование нефтегазового оборудования; Конструирование и расчет нефтегазовых сосудов и аппаратов, работающих под давлением; Конструирование и расчет оборудования нефтегазопереработки; Опытно-конструкторские работы и патентоведение в области нефтегазового оборудования; Производственная практика: практика по получению профессиональных умений и опыта профессиональной деятельности; Производственная практика: технологическая практика; Технологические машины и оборудование общего назначения; Технология нефтегазопереработки и нефтехимического синтеза; Технология производства смазочных масел и спецпродуктов; Учебная практика: практика по получению первичных профессиональный умений и навыков, в том числе первичных умений и навыков научно-исследовательской деятельности	Дисперсные системы в оборудовании нефтегазопереработки; Процессы и аппараты нефтегазопереработки и нефтехимии; Химия нефти и газа	Менеджмент и маркетинг; Основы предпринимательской деятельности; Подготовка к процедуре защиты и защита выпускной квалификационной работы; Производственная практика: преддипломная практика; Технологические машины и оборудование общего назначения; Экономика и управление производством; Экономика предприятий нефтегазовой отрасли

3. Объем дисциплины (модуля) в зачетных единицах с указанием количества академических часов, выделенных на контактную работу обучающихся с преподавателем (по видам учебных занятий) и на самостоятельную работу обучающихся

Вид учебной работы	Всего часов / часов в электронной форме	8 семестр часов / часов в электронной форме
Аудиторная контактная работа (всего), в том числе:	8 / 8	8 / 8
Лекции	4 / 4	4 / 4
Практические занятия	4 / 4	4 / 4
Внеаудиторная контактная работа, КСР	6	6
Самостоятельная работа (всего), в том числе:	193	193
подготовка к лекциям	193	193
Контроль	9	9
Итого: час	216	216
Итого: з.е.	6	6

4. Содержание дисциплины (модуля), структурированное по темам (разделам), с указанием отведенного на них количества академических часов и видов учебных занятий

№ раздела	Наименование раздела дисциплины	Виды учебной нагрузки и их трудоемкость, часы				
		ЛЗ	ЛР	ПЗ	СРС	Всего часов
1	Основные уравнения гидромеханики и их приложения	2	0	0	65	67
2	Гидродинамические расчеты газожидкостного массообменного оборудования	1	0	2	64	67
3	Гидродинамические расчеты устройств ввода и вывода газожидкостных аппаратов	1	0	2	64	67
	КСР	0	0	0	0	6
	Контроль	0	0	0	0	9
	Итого	4	0	4	193	216

4.1 Содержание лекционных занятий

№ занятия	Наименование раздела	Тема лекции	**Содержание лекции** (перечень дидактических единиц: рассматриваемых подтем, вопросов)	Количество часов / часов в электронной форме
7 семестр				

1	Основные уравнения гидромеханики и их приложения	Основные уравнения гидромеханики и их приложения	Тема 1.1 Общие положения гидроаэродина-мики. Тема 1.2 Свойства жидкостей. Тема 1.3 Основные сведения из кинематики жидкости Тема 1.4 Основы тензорного исчисления Тема 1.5 Уравнения сохранения Тема 1.6 Основы теории подобия Тема 1.7 Гидродинамика вязкой жидкости	2
2	Гидродинамические расчеты газожидкостного массообменного оборудования	Гидродинамические расчеты газожидкостного массообменного оборудования	Гидродинамика газожидкостного массообменного оборудования	1
3	Гидродинамические расчеты устройств ввода и вывода газожидкостных аппаратов	Гидродинамические расчеты устройств ввода и вывода газожидкостных аппаратов	Тема 3.1 Истечение жидкости через отвер-стия, патрубки и переливные планки Тема 3.2 Движение жидкости с переменным вдоль пути расходом	1
			Итого за семестр:	**4**
			Итого:	**4**

4.2 Содержание лабораторных занятий

Учебные занятия не реализуются.

4.3 Содержание практических занятий

№ занятия	**Наименование раздела**	**Тема практического занятия**	**Содержание практического занятия** (перечень дидактических единиц: рассматриваемых подтем, вопросов)	**Количество часов / часов в электронной форме**
7 семестр				
1	Гидродинамические расчеты газожидкостного массообменного оборудования	Гидродинамические расчеты газожидкостного массообменного оборудования	Расчет тарельчатого аппарата	2
2	Гидродинамические расчеты устройств ввода и вывода газожидкостных аппаратов	Гидродинамические расчеты устройств ввода и вывода газожидкостных аппаратов	Расчет желобчатого оросителя	2
			Итого за семестр:	**4**
			Итого:	**4**

4.4. Содержание самостоятельной работы

Наименование раздела	**Вид самостоятельной работы**	**Содержание самостоятельной работы** (перечень дидактических единиц: рассматриваемых подтем, вопросов)	**Количество часов**
8 семестр			

Основные уравнения гидромеханики и их приложения	Основные уравнения гидромеханики и их приложения	Определение вязкости. Силы, действующие в жидкости Применение уравнений сохранения при решении практических задач Число Рейнольдса. Течение вязкой жидкости при различных числах Рейнольдса. Понятие пограничного слоя	65
Гидродинамические расчеты газожидкостного массообменного оборудования	Гидродинамические расчеты газожидкостного массообменного оборудования	Пленочные аппараты. Тарельчатые аппараты. Насадочные аппараты. Конструкция. Области применения. Особенности	64
Гидродинамические расчеты устройств ввода и вывода газожидкостных аппаратов	Гидродинамические расчеты устройств ввода и вывода газожидкостных аппаратов	Низконапорные оросительные устройства. Распределительные трубы.	64
		Итого за семестр:	**193**
		Итого:	**193**

5. Перечень учебной литературы и учебно-методического обеспечения по дисциплине (модулю)

№ п/п	**Библиографическое описание**	**Ресурс НТБ СамГТУ** (ЭБС СамГТУ, IPRbooks и т.д.)
Основная литература		
1	Гидравлика и гидравлические машины: Учеб. пособие / А. А. Калекин.- М.: 2005.- 511 с	Книжный фонд
2	Гидродинамика аппаратов с вертикальными контактными решетками: учеб. пособие / С. В. Иваняков, Л. Г. Григорян, С. П. Лесухин, Самар.гос.техн.ун-т.- Самара: 2009.- 36 с	Книжный фонд
Дополнительная литература		
3	Основы гидравлики, процессов тепло- и массообмена: учеб. пособие / А. Ю. Чуркина, Самар.гос.техн.ун-т, Химическая технология и промышленная экология.- Самара: 2012.- 196 с	Книжный фонд
4	Основы конструирования и расчета химической аппаратуры: справ. / А. А. Лащинский, А. Р. Толчинский.- М.: 2011.- 752 с	Книжный фонд

Доступ обучающихся к ЭР НТБ СамГТУ (elib.samgtu.ru) осуществляется посредством электронной информационной образовательной среды университета и сайта НТБ СамГТУ по логину и паролю.

6. Перечень информационных технологий, используемых при осуществлении образовательного процесса по дисциплине (модулю), включая перечень программного обеспечения

При проведении лекционных занятий используется мультимедийное оборудование.

Организовано взаимодействие обучающегося и преподавателя с использованием электронной ин-формационной образовательной среды университета.

№ п/п	Наименование	Производитель	Способ распространения
1	MathCad	PTC, Inc (Зарубежный)	Лицензионное

7. Перечень ресурсов информационно-телекоммуникационной сети «Интернет», профессиональных баз данных, информационно-справочных систем

№ п/п	Наименование	Краткое описание	Режим доступа
1	"Электронный журнал Нефтегазовое дело"	http://ogbus.ru	Ресурсы открытого доступа
2	Журнал Вестник СамГТУ. Серия «Технические науки».	http://vestnik-teh.samgtu.ru/	Ресурсы открытого доступа
3	сайт кафедры «Машины и оборудование нефтегазовых и химических производств» ФГБОУ ВПО «СамГТУ»	http://monhp.samgtu.ru	Ресурсы открытого доступа
4	Scopus - база данных рефератов и цитирования	http://www.scopus.com/	Зарубежные базы данных ограниченного доступа
5	eLIBRARY.ru	http://www.eLIBRARY.ru/	Российские базы данных ограниченного доступа
6	Электронная библиотека изданий СамГТУ	http://irbis.samgtu.local/cgi-bin/irbis64r_01/cgiirbis_64.exe	Российские базы данных ограниченного доступа
7	Электронная нефтегазовая библиотека РГУ нефти и газа им. Губкина	http://elib.gubkin.ru/	Российские базы данных ограниченного доступа

8. Описание материально-технической базы, необходимой для осуществления образовательного процесса по дисциплине (модулю)

Лекционные занятия

Аудитории для лекционных занятий укомплектованы мебелью и техническими средствами обучения,

служащими для представления учебной информации большой аудитории (наборы демонстрационного оборудования (проектор, экран, компьютер/ноутбук)).

Практические занятия

Аудитории для практических занятий укомплектованы специализированной мебелью и техническими средствами обучения:
-компьютерный класс на 12 посадочных мест;
-ПО общего назначения;
-презентационная техника (проектор, экран, компьютер),

Самостоятельная работа

Помещения для самостоятельной работы оснащены компьютерной техникой с возможностью подключения к сети «Интеренет» и доступом к электронной информационно-образовательной среде СамГТУ:
- читальный зал НТБ СамГТУ (ауд. 200 корпус № 8; ауд. 125 корпус № 1; ауд. 41, 31, 34, 35 Главный корпус библиотеки, ауд. 83а, 414, 416, 0209 АСА СамГТУ; ауд. 401 корпус №10);
- компьютерные классы (ауд. 208, 210 корпус № 8).

9. Методические материалы

Методические рекомендации при работе на лекции

До лекции студент должен просмотреть учебно-методическую и научную литературу по теме лекции с тем, чтобы иметь представление о проблемах, которые будут разбираться в лекции.

Перед началом лекции обучающимся сообщается тема лекции, план, вопросы, подлежащие рассмотрению, доводятся основные литературные источники. Весь учебный материал, сообщаемый преподавателем, должен не просто прослушиваться. Он должен быть активно воспринят, т.е. услышан, осмыслен, понят, зафиксирован на бумаге и закреплен в памяти. Приступая к слушанию нового учебного материала, полезно мысленно установить его связь с ранее изученным. Следя за техникой чтения лекции (акцент на существенном, повышение тона, изменение ритма, пауза и т.п.), необходимо вслед за преподавателем уметь выделять основные категории, законы и определять их содержание, проблемы, предполагать их возможные решения, доказательства и выводы. Осуществляя такую работу, можно значительно облегчить себе понимание учебного материала, его конспектирование и дальнейшее изучение.

Конспектирование лекции позволяет обработать, систематизировать и лучше сохранить полученную информацию с тем, чтобы в будущем можно было восстановить в памяти основные, содержательные моменты. Типичная ошибка, совершаемая обучающимся, дословное конспектирование речи преподавателя. Как правило, при записи «слово в слово» не остается времени на обдумывание, анализ и синтез информации. Отбирая нужную информацию, главные мысли, проблемы, решения и выводы, необходимо сокращать текст, строить его таким образом, чтобы потом можно было легко в нем разобраться. Желательно оставить в рабочих конспектах поля, на которых можно будет делать пометки из рекомендованной литературы, дополняющие материал прослушанной лекции, а также подчеркивающие особую важность тех или иных теоретических положений. С окончанием лекции работа над конспектом не может считаться завершенной. Нужно еще восстановить отдельные места,

проверить, все ли понятно, уточнить что-то на консультации и т.п. с тем, чтобы конспект мог быть использован в процессе подготовки к практическим занятиям, зачету, экзамену. Конспект лекции – незаменимый учебный документ, необходимый для самостоятельной работы.

Методические рекомендации при подготовке и работе на практическом занятии

Практические занятия по дисциплине проводятся в целях выработки практических умений и приобретения навыков в решении профессиональных задач.

Рекомендуется следующая схема подготовки к практическому занятию:

1. ознакомление с планом практического занятия, который отражает содержание предложенной темы;
2. проработка конспекта лекции;
3. чтение рекомендованной литературы;
4. подготовка ответов на вопросы плана практического занятия;
5. выполнение тестовых заданий, задач и др.

Подготовка обучающегося к практическому занятию производится по вопросам, разработанным для каждой темы практических занятий и (или) лекций. В процессе подготовки к практическим занятиям, необходимо обратить особое внимание на самостоятельное изучение рекомендованной литературы.

Работа студентов во время практического занятия осуществляется на основе заданий, которые выдаются обучающимся в начале или во время занятия. На практических занятиях приветствуется активное участие в обсуждении конкретных ситуаций, способность на основе полученных знаний находить наиболее эффективные решения поставленных проблем, уметь находить полезный дополнительный материал по тематике занятий. Обучающимся необходимо обращать внимание на основные понятия, алгоритмы, определять практическую значимость рассматриваемых вопросов. На практических занятиях обучающиеся должны уметь выполнить расчет по заданным параметрам или выработать определенные решения по обозначенной проблеме. Задания могут быть групповые и индивидуальные. В зависимости от сложности предлагаемых заданий, целей занятия, общей подготовки обучающихся преподаватель может подсказать обучающимся алгоритм решения или первое действие, или указать общее направление рассуждений. Полученные результаты обсуждаются с позиций их адекватности или эффективности в рассмотренной ситуации.

Методические рекомендации по выполнению самостоятельной работы

Организация самостоятельной работы обучающихся ориентируется на активные методы овладения знаниями, развитие творческих способностей, переход от поточного к индивидуализированному обучению с учетом потребностей и возможностей обучающегося.

Самостоятельная работа с учебниками, учебными пособиями, научной, справочной литературой, материалами периодических изданий и Интернета является наиболее эффективным методом получения дополнительных знаний, позволяет значительно активизировать процесс овладения информацией, способствует более глубокому усвоению изучаемого материала. Все новые понятия по изучаемой теме необходимо выучить наизусть и внести в глоссарий, который целесообразно вести с самого начала изучения курса.

Самостоятельная работа реализуется:

- непосредственно в процессе аудиторных занятий;
- на лекциях, практических занятиях;
- в контакте с преподавателем вне рамок расписания;
- на консультациях по учебным вопросам, в ходе творческих контактов, при ликвидации задолженностей, при выполнении индивидуальных заданий и т.д.;
- в библиотеке, дома, на кафедре при выполнении обучающимся учебных и практических задач.

Эффективным средством осуществления обучающимся самостоятельной работы является электронная информационно-образовательная среда университета, которая обеспечивает доступ к учебным планам, рабочим программам дисциплин (модулей), практик, к изданиям электронных библиотечных систем.

10. Фонд оценочных средств по дисциплине (модулю)

Фонд оценочных средств представлен в приложении № 1.

Приложение 1 к рабочей программе дисциплины

Б1.В.01.14 «Гидроаэродинамика промышленных аппаратов»

Фонд оценочных средств
по дисциплине
Б1.В.01.14 «Гидроаэродинамика промышленных аппаратов»

Код и направление подготовки (специальность)	15.03.02 Технологические машины и оборудование
Направленность (профиль)	Оборудование нефтегазопереработки
Квалификация	Бакалавр
Форма обучения	Заочная
Год начала подготовки	2022
Институт / факультет	Институт нефтегазовых технологий (ИНГТ)
Выпускающая кафедра	кафедра "Машины и оборудование нефтегазовых и химических производств"
Кафедра-разработчик	кафедра "Машины и оборудование нефтегазовых и химических производств"
Объем дисциплины, ч. / з.е.	216 / 6
Форма контроля (промежуточная аттестация)	Экзамен

Перечень планируемых результатов обучения по дисциплине (модулю), соотнесенных с планируемыми результатами освоения образовательной программы

Наименование категории (группы) компетенций	Код и наименование компетенции	Код и наименование индикатора достижения компетенции	Результаты обучения (знать, уметь, владеть, соотнесенные с индикаторами достижения компетенции)
Общепрофессиональные компетенции			
	ОПК-1 Способен применять естественнонаучные и общеинженерные знания, методы математического анализа и моделирования в профессиональной деятельности;	ОПК-1.1 Решает задачи профессиональной деятельности с использованием методов математики и математического моделирования	Знать методы решения задач профессиональной деятельности с использованием методов математики и математического моделирования
		ОПК-1.2 Использует базовые знания в области физики и химии для решения задач профессиональной деятельности	Уметь использовать базовые знания в области физики и химии для решения задач профессиональной деятельности
		ОПК-1.3 Решает задачи профессиональной деятельности с использованием общеинженерных знаний	Владеть способами решения задач профессиональной деятельности с использованием общеинженерных знани
Профессиональные компетенции			
Не предусмотрено	ПК-1 Способен разрабатывать рабочую проектную и техническую документацию, оформлять законченные проектно-конструкторские работы с проверкой соответствия разрабатываемых проектов и технической документации стандартам, техническим условиям и другим нормативным документам	ПК-1.1 Применяет актуальную нормативную документацию при оформлении законченных проектных работ	Знать актуальную нормативную документацию при оформлении законченных проектных работ
		ПК-1.3 Знает основные технологические процессы в нефтегазовой отрасли	Знать основные технологические процессы в нефтегазовой отрасли
		ПК-1.5 Знает основные законы и принципы расчета процессов и аппаратов нефтегазовой отрасли	Знать основные законы и принципы расчета процессов и аппаратов нефтегазовой отрасли

Матрица соответствия оценочных средств запланированным результатам обучения

Код индикатора достижения компетенции	Результаты обучения	Оценочные средства	Текущий контроль успеваемости	Промежуточная аттестация
Основные уравнения гидромеханики и их приложения				
ОПК-1.1 Решает задачи профессиональной деятельности с использованием методов математики и математического моделирования	**Знать** методы решения задач профессиональной деятельности с использованием методов математики и математического моделирования	Экзамен	Да	Да
ОПК-1.2 Использует базовые знания в области физики и химии для решения задач профессиональной деятельности	**Уметь** использовать базовые знания в области физики и химии для решения задач профессиональной деятельности	Экзамен	Да	Да
ОПК-1.3 Решает задачи профессиональной деятельности с использованием общеинженерных знаний	**Владеть** способами решения задач профессиональной деятельности с использованием общеинженерных знани	Экзамен	Да	Да
ПК-1.1 Применяет актуальную нормативную документацию при оформлении законченных проектных работ	**Знать** актуальную нормативную документацию при оформлении законченных проектных работ	Экзамен	Да	Да
ПК-1.3 Знает основные технологические процессы в нефтегазовой отрасли	**Знать** основные технологические процессы в нефтегазовой отрасли	Экзамен	Да	Да
ПК-1.5 Знает основные законы и принципы расчета процессов и аппаратов нефтегазовой отрасли	**Знать** основные законы и принципы расчета процессов и аппаратов нефтегазовой отрасли	Экзамен	Да	Да
Гидродинамические расчеты газожидкостного массообменного оборудования				
ОПК-1.1 Решает задачи профессиональной деятельности с использованием методов математики и математического моделирования	**Знать** методы решения задач профессиональной деятельности с использованием методов математики и математического моделирования	Экзамен	Да	Да
ОПК-1.2 Использует базовые знания в области физики и химии для решения задач профессиональной деятельности	**Уметь** использовать базовые знания в области физики и химии для решения задач профессиональной деятельности	Экзамен	Да	Да

ОПК-1.3 Решает задачи профессиональной деятельности с использованием общеинженерных знаний	**Владеть** способами решения задач профессиональной деятельности с использованием общеинженерных знани	Экзамен	Да	Да
ПК-1.1 Применяет актуальную нормативную документацию при оформлении законченных проектных работ	**Знать** актуальную нормативную документацию при оформлении законченных проектных работ	Экзамен	Да	Да
ПК-1.3 Знает основные технологические процессы в нефтегазовой отрасли	**Знать** основные технологические процессы в нефтегазовой отрасли	Экзамен	Да	Да
ПК-1.5 Знает основные законы и принципы расчета процессов и аппаратов нефтегазовой отрасли	**Знать** основные законы и принципы расчета процессов и аппаратов нефтегазовой отрасли	Экзамен	Да	Да
Гидродинамические расчеты устройств ввода и вывода газожидкостных аппаратов				
ОПК-1.1 Решает задачи профессиональной деятельности с использованием методов математики и математического моделирования	**Знать** методы решения задач профессиональной деятельности с использованием методов математики и математического моделирования	Экзамен	Да	Да
ОПК-1.2 Использует базовые знания в области физики и химии для решения задач профессиональной деятельности	**Уметь** использовать базовые знания в области физики и химии для решения задач профессиональной деятельности	Экзамен	Да	Да
ОПК-1.3 Решает задачи профессиональной деятельности с использованием общеинженерных знаний	**Владеть** способами решения задач профессиональной деятельности с использованием общеинженерных знани	Экзамен	Да	Да
ПК-1.1 Применяет актуальную нормативную документацию при оформлении законченных проектных работ	**Знать** актуальную нормативную документацию при оформлении законченных проектных работ	Экзамен	Да	Да
ПК-1.3 Знает основные технологические процессы в нефтегазовой отрасли	**Знать** основные технологические процессы в нефтегазовой отрасли	Экзамен	Да	Да
ПК-1.5 Знает основные законы и принципы расчета процессов и аппаратов нефтегазовой отрасли	**Знать** основные законы и принципы расчета процессов и аппаратов нефтегазовой отрасли	Экзамен	Да	Да

С.В. ИВАНЯКОВ

ГИДРОАЭРОДИНАМИКА ПРОМЫШЛЕННЫХ АППАРАТОВ

Самара
Самарский государственный технический университет
2013

МИНИСТЕРСТВО ОБРАЗОВАНИЯ И НАУКИ РОССИЙСКОЙ ФЕДЕРАЦИИ

ФЕДЕРАЛЬНОЕ ГОСУДАРСТВЕННОЕ БЮДЖЕТНОЕ
ОБРАЗОВАТЕЛЬНОЕ УЧРЕЖДЕНИЕ
ВЫСШЕГО ПРОФЕССИОНАЛЬНОГО ОБРАЗОВАНИЯ
«САМАРСКИЙ ГОСУДАРСТВЕННЫЙ ТЕХНИЧЕСКИЙ УНИВЕРСИТЕТ»

Кафедра «Машины и аппараты химических производств»

С.В. ИВАНЯКОВ

ГИДРОАЭРОДИНАМИКА ПРОМЫШЛЕННЫХ АППАРАТОВ

Самара
Самарский государственный технический университет
2013

Печатается по решению редакционно-издательского совета СамГТУ

УДК 66.021
И 18

Иваняков С.В.
И 18 **Гидроаэродинамика промышленных аппаратов**: практикум / *С.В. Иваняков.* – Самара: Самар. гос. техн. ун-т, 2013. – 196 с.: ил.

ISBN 978-5-7964-1601-3

Предназначен для использования в качестве учебного пособия для студентов и преподавателей. Рассмотрены основные вопросы гидродинамики массообменных и оросительных устройств колонных аппаратов. Приведены задачи по определению основных гидродинамических параметров устройств колонн нефтепереработки и нефтехимии, задания для текущего контроля знаний студентов.

Для студентов, обучающихся по направлению 151000 «Технологические машины и оборудование», профиль «Оборудование и нефтегазопереработка». Может быть полезен инженерам-конструкторам колонного оборудования.

Р е ц е н з е н т: д-р физ.-мат. наук А.М. Штеренберг

УДК 66.021
И 18

ISBN 978-5-7964-1601-3

© С.В. Иваняков, 2013
© Самарский государственный технический университет, 2013

ПРЕДИСЛОВИЕ

Настоящий практикум предназначен для использования в качестве учебного пособия для студентов, специализирующихся в области нефтепереработки и нефтехимии, обучающихся по направлению 151000 «Технологические машины и оборудование».

Основное назначение этого учебного пособия – помочь студентам выработать навык применения теоретических знаний для решения конкретных технических задач.

Практикум «Гидродинамика промышленных аппаратов» состоит из двух частей. В первой части рассмотрены вопросы гидродинамики массообменных колонных аппаратов, оснащенных как традиционными контактными устройствами (тарелки, нерегулярные насадки), так и современными (насадка АВР, Меллапак фирмы «Sulzer»). Во второй части практикума рассмотрена работа оросительных устройств насадочных аппаратов.

Каждая глава практикума состоит из теоретического материала, примеров расчета рассматриваемого оборудования, практических задач и заданий для текущего контроля знаний студента.

ЧАСТЬ 1. ГИДРОДИНАМИКА МАССООБМЕННЫХ АППАРАТОВ

Для контакта потоков пара (газа) и жидкости в процессах ректификации и абсорбции применяют аппараты различных конструкций, среди которых наибольшее распространение получили вертикальные аппараты колонного типа. Аппараты этого типа могут быть классифицированы в зависимости от технологического назначения, рабочего давления и типа контактных устройств [9].

В зависимости от применяемого давления колонные аппараты подразделяются на атмосферные, вакуумные и колонны, работающие под давлением.

К атмосферным колоннам относят колонны, в верхней части которых рабочее давление незначительно превышает атмосферное (до 0,07 МПа) и определяется сопротивлением коммуникаций и аппаратуры, расположенной на трубопроводе паров ректификата после колонны. Давление в нижней части колонны зависит от сопротивления ее внутренних контактных устройств и может значительно превышать атмосферное.

В вакуумных колоннах давление ниже атмосферного, что позволяет снизить рабочую температуру процесса и избежать разложения продуктов. Величина остаточного давления в колонне определяется физико-химическими свойствами разделяемых продуктов и максимальной температурой их нагрева без заметного разложения.

В колоннах, работающих под давлением, величина последнего может значительно превышать атмосферное.

По типу внутренних контактных устройств различают тарельчатые, насадочные и пленочные колонные аппараты. Область применения контактных устройств определяется свойствами разделяемых продуктов, рабочим давление в аппарате, нагрузками по пару (газу) и жидкости и т.п.

В тарельчатых аппаратах (рис. 1.0.1) контакт между фазами происходит при прохождении пара (газа) сквозь слой жидкости, находящейся на контактном устройстве.

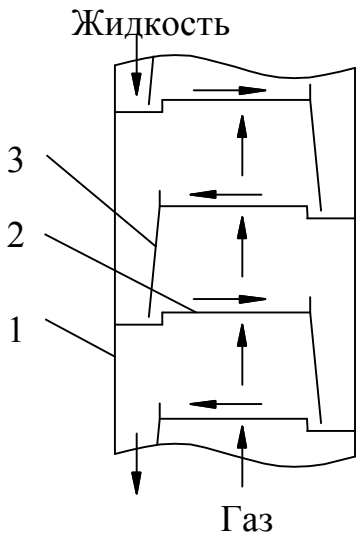


Рис. 1.0.1. Схема тарельчатого колонного аппарата:
1 – корпус колонны; 2 – полотно тарелки; 3 – сливная перегородка

В насадочных колоннах (рис. 1.0.2) контакт между паром (газом) и жидкостью осуществляется на поверхности специальных насадочных тел, а также в свободном пространстве между ними.

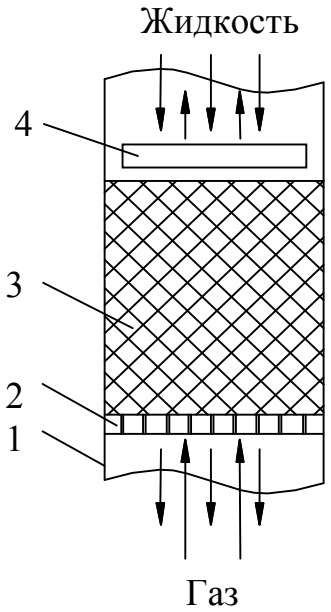


Рис. 1.0.2. Схема насадочного колонного аппарата:
1 – корпус колонны; 2 – опорная решетка; 3 – насадка;
4 – распределитель жидкости

В пленочном аппарате (рис. 1.0.3) фазы контактируют на поверхности тонкой пленки жидкости, стекающей по вертикальной или наклонной поверхности.

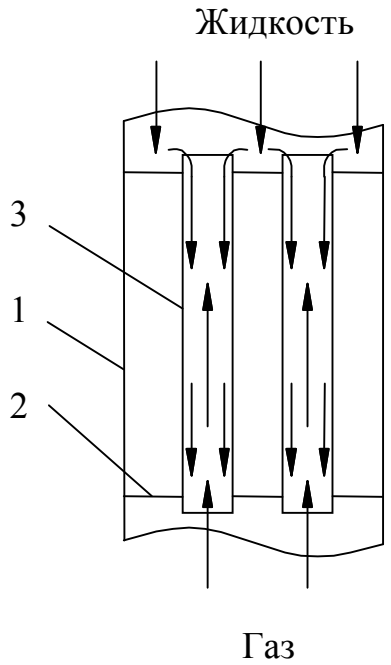


Рис. 1.0.3. Схема пленочного колонного аппарата:
1 – корпус колонны; 2 – трубная решетка; 3 – трубка

В процессах нефтегазопереработки в основном применяются тарельчатые колонны. Однако в последнее время в связи с созданием эффективных насадок возрос интерес и к насадочным колоннам. Пленочные аппараты применяются в процессах, предназначенных для проведения быстрых химических превращений в системе газ – жидкость, когда объемное соотношение расходов газа и жидкости, участвующих в реакции, очень велико (100 и более).

ГЛАВА 1. ГИДРОДИНАМИКА АППАРАТОВ СО СВОБОДНО СТЕКАЮЩЕЙ ПЛЕНКОЙ ЖИДКОСТИ

В настоящей главе рассматриваются аппараты, относящиеся к классу противоточных аппаратов со свободно стекающей пленкой жидкости [1]. Эти аппараты широко применяются в процессах, предназначенных для проведения быстрых химических превращений в системе «газ – жидкость», когда объемное соотношение расходов газа и жидкости, участвующих в реакции, очень велико (более 100). При таком соотношении равномерное распределение газа и жидкости по

сечению аппарата может быть обеспечено только за счет пленочного течения жидкой фазы.

Еще одной отличительной особенностью пленочных аппаратов является малое время пребывания жидкости в аппарате, поэтому они широко применяются как испарители термолабильных (разлагающихся при длительном температурном воздействии) жидкостей.

1.1. КОНСТРУКТИВНОЕ ИСПОЛНЕНИЕ АППАРАТОВ СО СВОБОДНО СТЕКАЮЩЕЙ ПЛЕНКОЙ

По конструктивному исполнению аппараты со свободно стекающей пленкой жидкости можно подразделить на два вида [1,3]:

– трубчатые;

– пластинчатые.

По устройству трубчатый пленочный аппарат аналогичен кожухотрубчатому теплообменнику (рис. 1.1.1). Жидкость поступает на верхнюю трубную решетку через оросительное устройство, распределяется по трубам и стекает по их внутренней поверхности в виде тонкой пленки. В нижней части располагается устройство распределения газа, который движется по трубам снизу вверх, навстречу стекающей жидкой пленке. Аппараты этого типа применяются в тех случаях, когда химическая реакция сопровождается большим тепловым эффектом и требуется соблюдение постоянства температуры жидкости. В этом случае в межтрубное пространство аппарата подают охлаждающий агент (обычно воду).

Пластинчатые пленочные аппараты (рис. 1.1.2) используются в тех случаях, когда реакционную теплоту можно отвести газовым потоком. В этих аппаратах размещается пакет листовой насадки в виде вертикальных листов из различного материала (металл, пластические массы, натянутая на каркас ткань и др.). В верхней части аппарата находится распределитель жидкости, а в нижней части устанавливается газораспределительное устройство.

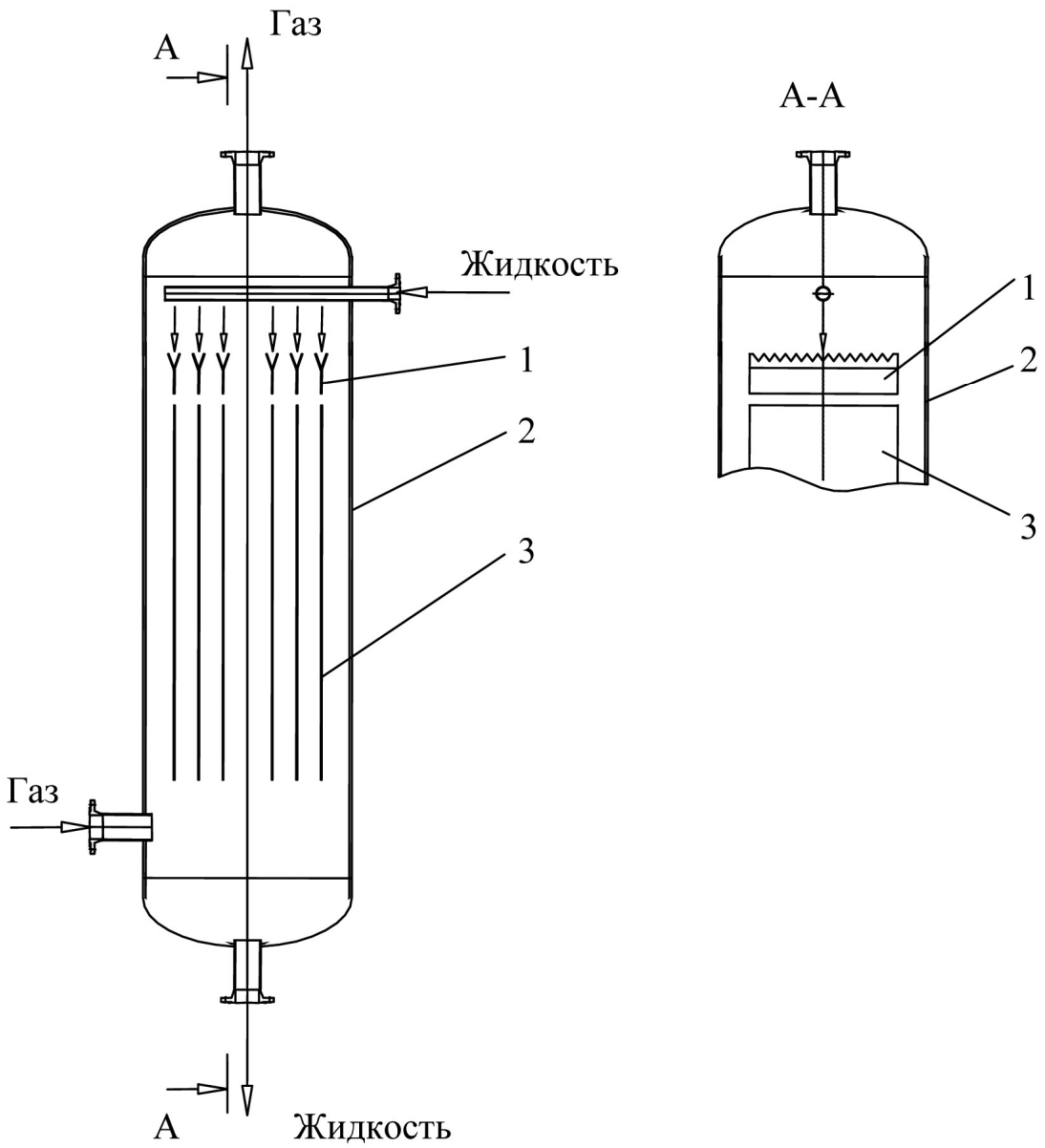


Рис. 1.1.1. Трубчатый аппарат
со свободно стекающей пленкой жидкости:
1 – корпус аппарата; 2 – трубки; 3 – перегородки; 4 – газовое распределительное устройство; 5 – распределитель жидкости

Распределительные устройства необходимы для обеспечения равномерной подачи жидкости и газа по отдельным тепломассообменным элементам (трубы, пластины) аппарата.

Равномерность распределения жидкости по отдельным трубам или пластинам определяется равенством коэффициентов гидравлических сопротивлений оросителей и постоянством гидростатических давлений (уровня жидкости) под каждым из них. Если первое условие целиком зависит от конструкции оросителя, то второе – только от способа подвода жидкости.

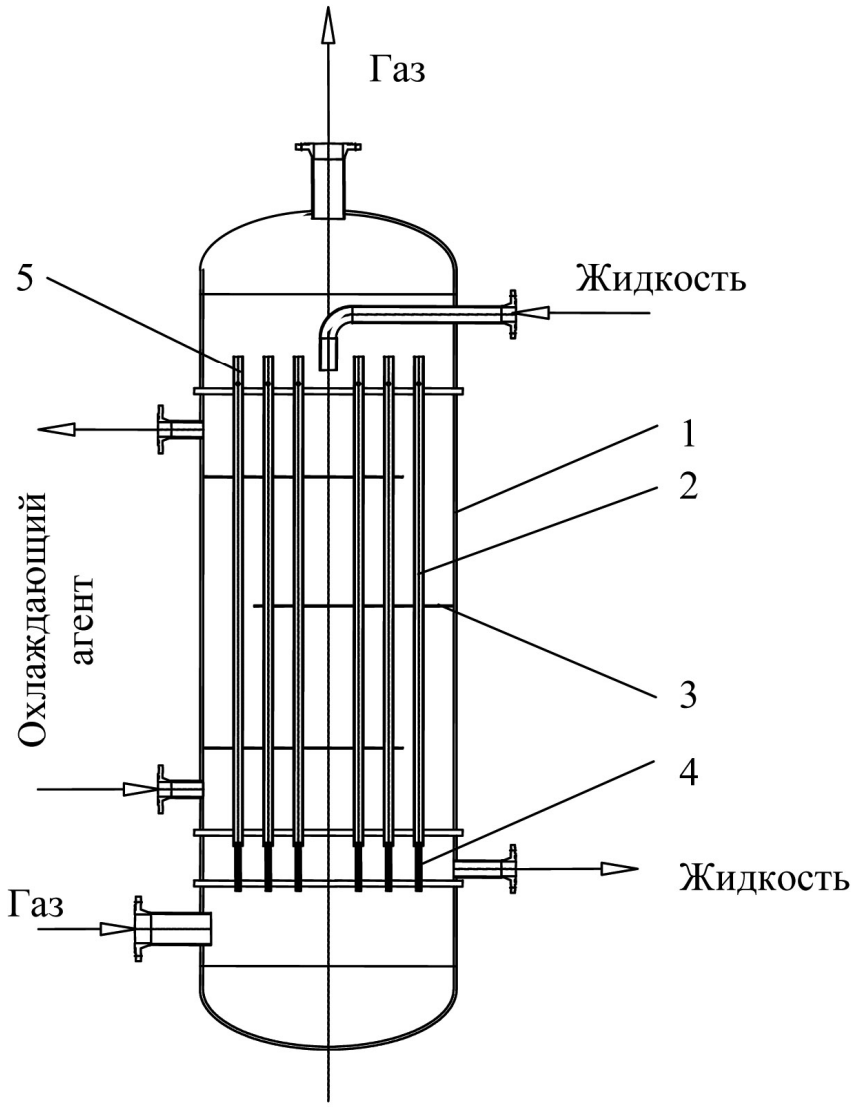


Рис. 1.1.2. Пластинчатый аппарат со свободно стекающей пленкой жидкости:

1 – распределитель жидкости; 2 – корпус аппарата; 3 – пакеты листовой насадки

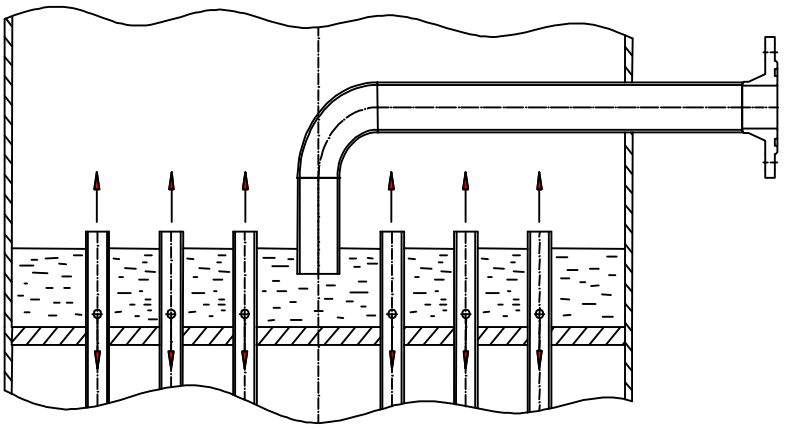


Рис. 1.1.3. Одноуровневая распределительная тарелка с центральным вводом жидкости

Стремление улучшить качество распределения жидкости привело к появлению одно- (рис. 1.1.3) и двухуровневых (рис. 1.1.4) перераспределительных тарелок [1]. Это позволяет приблизить качество распределения к идеальному, но конструктивно не всегда оправдано.

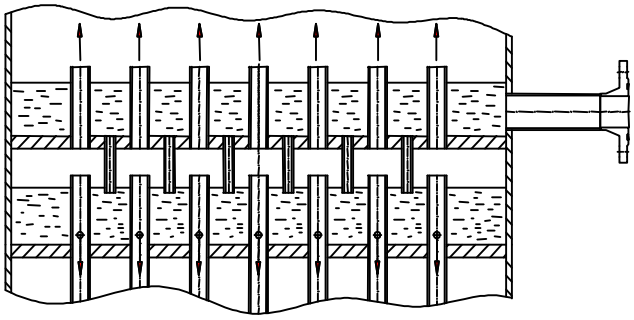


Рис. 1.1.4. Двухуровневая распределительная тарелка с периферийным вводом жидкости

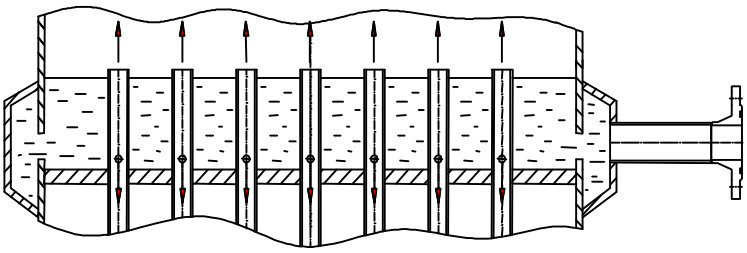


Рис. 1.1.5. Распределительная тарелка с кольцевым коллектором

Обычно подвод жидкости к трубам осуществляется из кольцевого коллектора (рис. 1.1.5), размещенного по контуру трубной решетки, или при помощи одиночного центрального патрубка (см. рис. 1.1.3).

В общем случае оросительное устройство, предназначенное для распределения жидкости по поверхности каждого из элементов, должно отвечать следующим основным требованиям:

- обеспечивать достаточную равномерность распределения жидкости по периметру орошаемой поверхности;
- оказывать минимальное гидравлическое сопротивление проходящему потоку газа;
- иметь максимальные размеры пленкообразующих зазоров, способных длительно работать без засорения.

По способу образования пленки оросительные устройства можно объединить в следующие группы:

– переливные;
– щелевые;
– разбрызгивающие;
– капиллярные;
– струйные.

Образование пленки в переливных устройствах (рис. 1.1.6) происходит через верхние кромки труб или через прорези различной конфигурации. Такие устройства работают при высоте уровня жидкости над переливом в 2÷20 мм. Поскольку расход жидкости пропорционален уровню жидкости над переливом, необходимо обеспечить равенство уровней жидкости над всеми оросителями, что требует установки специальных перераспределительных тарелок (см. рис. 1.1.4).

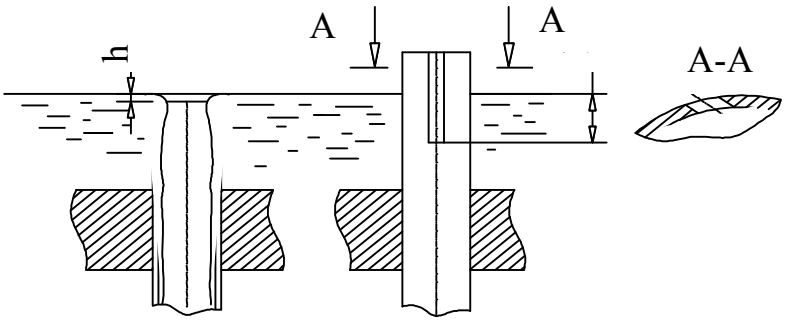


Рис. 1.1.6. Типы переливных оросительных устройств

К щелевым оросителям относятся устройства, в которых пленка образуется при истечении жидкости в трубу через затопленные щели или каналы различного профиля (рис. 1.1.7). Применение щелевых оросительных устройств позволяет удерживать на трубной решетке слой жидкости высотой в 100 мм и более, что дает возможность уменьшить влияние горизонтальности установки оросительного устройства на равномерность распределения жидкости по тепломассообменным элементам аппарата. В этом случае достаточно иметь в ап-

парате распределительное устройство с периферийным коллектором (см. рис. 1.1.5).

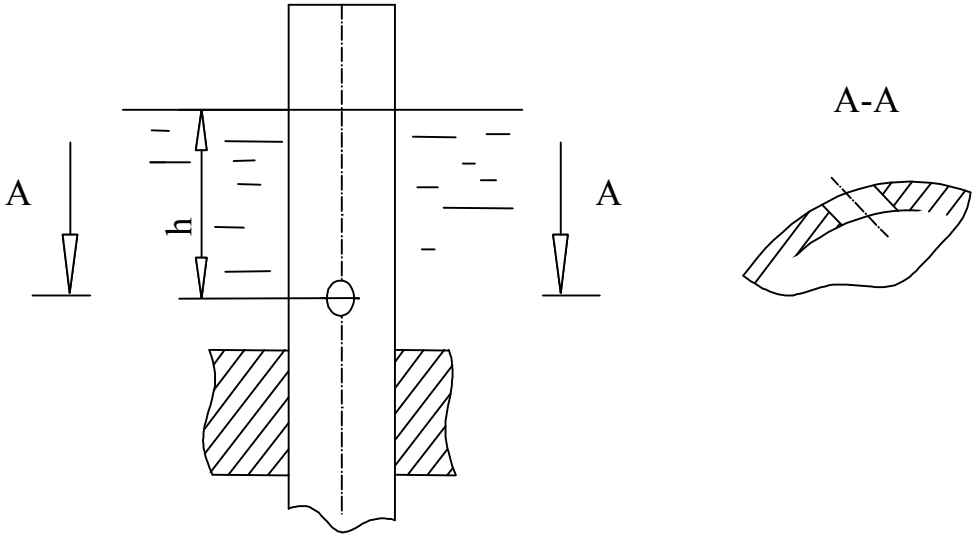


Рис. 1.1.7. Щелевое оросительное устройство

Струйные оросители – это устройства, в которых жидкость подается на орошаемую поверхность в виде струи. Такие оросители (рис. 1.1.8) обладают высокой надежностью при больших плотностях орошения.

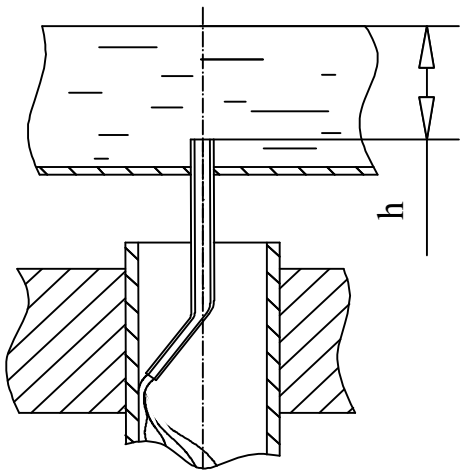


Рис. 1.1.8. Струйное оросительное устройство

При небольших плотностях орошения, когда динамический напор струи очень мал, применяются капиллярные оросительные устройства, использующие для распределения поверхностную энергию жидкости.

К разбрызгивающим устройствам относятся оросители, в которых жидкостная пленка формируется из капель, образующихся при

дроблении жидкости форсунками (гидравлическими, пневматическими, механическими).

Распределительное устройство для газа выполняется в виде тарелки с короткими патрубками, введенными в нижние концы труб (рис. 1.1.9). Равномерное распределение газа по всем трубкам достигается в том случае, если гидравлическое сопротивление патрубка будет немного больше сопротивления трубы в рабочих условиях.

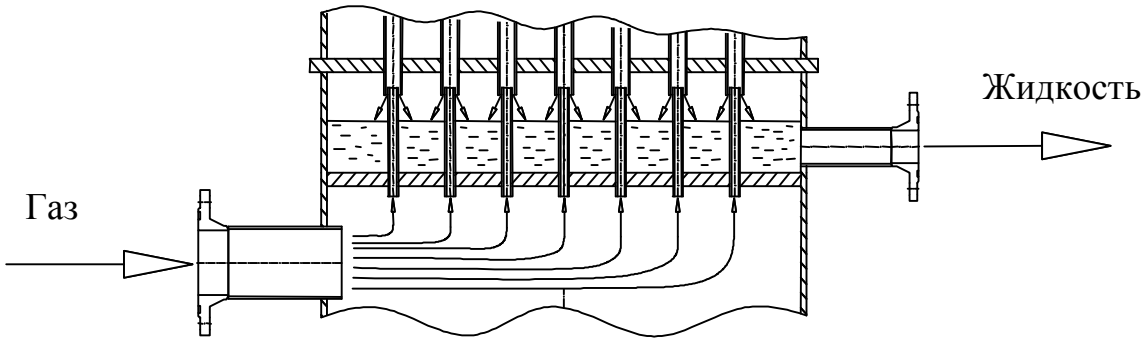


Рис. 1.1.9. Газораспределительное устройство

Для предотвращения уноса капель жидкости с отходящим газовым потоком в пленочных аппаратах могут устанавливаться каплеотбойные устройства (сепараторы). Применяются сепараторы двух типов: центробежные и жалюзийные. Эти устройства устанавливаются или внутри аппарата, или за его пределами.

1.2. ГИДРОДИНАМИКА СТЕКАЮЩЕЙ ПЛЕНКИ

Скорости процессов тепло- и массопереноса в аппаратах со свободно стекающей пленкой жидкости в значительной мере зависят от распределения скоростей по толщине стекающей пленки и от толщины пленки [1].

Трубы промышленных пленочных аппаратов, как правило, имеют диаметр 20÷70 мм, и кривизна их поверхности не оказывает существенного влияния на процессы переноса в жидкости. Кроме того, рабочие скорости газа в противоточных пленочных аппаратах не пре-

вышают 5÷7 м/с и не оказывают существенного влияния на толщину и распределение скоростей в пленке жидкости. Поэтому рассмотрим задачу течения пленки по вертикальной поверхности при условии, что другая фаза не оказывает заметного влияния на движение этой пленки.

Пусть жидкость ламинарно стекает по вертикальной поверхности в виде тонкой пленки при установившемся режиме движения (рис. 1.1.10).

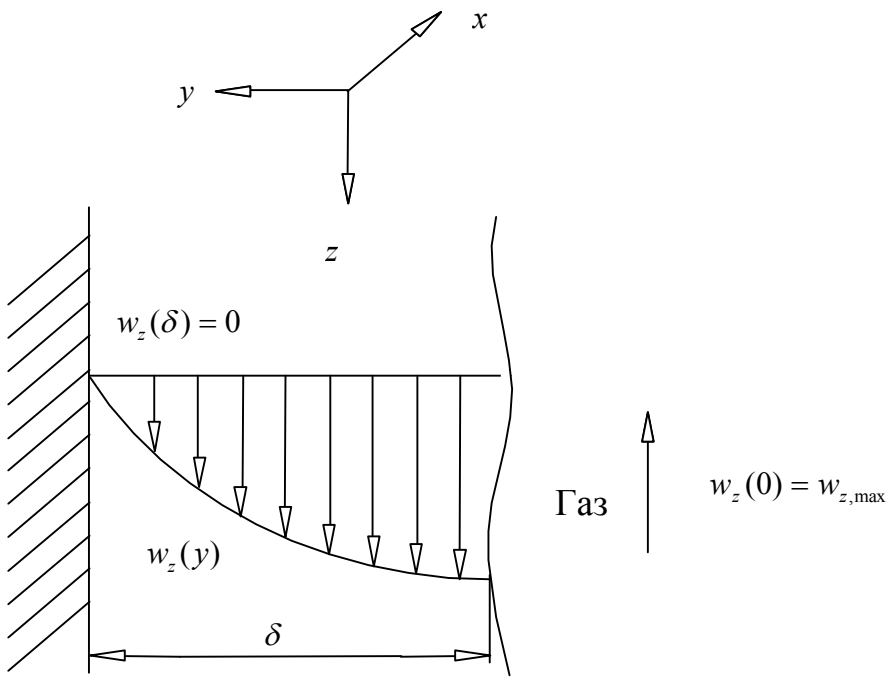


Рис. 1.1.10. Распределение скоростей по толщине пленки

Ось y направлена в сторону уменьшения скорости перпендикулярно стенке, ось z – в сторону стекания пленки, ось x – вдоль поверхности пленки (по ее ширине). При ламинарном режиме движения частицы жидкости перемещаются только вдоль оси z. Перемещения частиц вдоль осей x и y не происходит. При этом составляющие скорости w_x и w_y равны нулю.

Распределение скоростей в стекающей пленке может быть найдено из решения уравнения Навье – Стокса совместно с уравнением неразрывности потока. Уравнение Навье – Стокса для одномерного установившегося потока (вдоль оси z) имеет вид

$$\rho_{ж}\left(w_x\frac{\partial w_z}{\partial x}+w_y\frac{\partial w_z}{\partial y}+w_z\frac{\partial w_z}{\partial z}\right)=$$
$$=\frac{\partial p}{\partial z}+\rho_{ж}g+\mu_{ж}\left(\frac{\partial^2 w_z}{\partial x^2}+\frac{\partial^2 w_z}{\partial y^2}+\frac{\partial^2 w_z}{\partial z^2}\right), \qquad (1.1.1)$$

где $\rho_{ж}$ – плотность жидкости, кг/м^3;

w_x, w_y, w_z – скорость жидкости по соответствующим координатам, м/с;

p – давление, Па;

$\mu_{ж}$ – коэффициент динамической вязкости жидкости, Па·с;

x, y, z – координаты.

Уравнение неразрывности для рассматриваемого движения можно представить выражением

$$\frac{\partial w_x}{\partial x}+\frac{\partial w_y}{\partial y}+\frac{\partial w_z}{\partial z}=0. \qquad (1.1.2)$$

Так как составляющие скорости w_x и w_y равны нулю, то и их производные по соответствующим координатам также равны нулю ($\frac{\partial w_x}{\partial x}=0$, $\frac{\partial w_y}{\partial y}=0$). Следовательно, $\frac{\partial w_z}{\partial z}=0$ – из уравнения (1.1.2).

Тогда левая часть уравнения (1.1.1) примет вид

$$\rho_{ж}\left(w_x\frac{\partial w_z}{\partial x}+w_y\frac{\partial w_z}{\partial y}+w_z\frac{\partial w_z}{\partial z}\right)=0.$$

Поскольку пленка со стороны газа имеет свободную поверхность, силы трения на границе раздела фаз обычно пренебрежимо малы, а газ, имеющий значительно меньшую плотность по сравнению со стекающей жидкостью, практически не изменяет давления по высоте пленки, т.е. $\frac{\partial p}{\partial z}=0$.

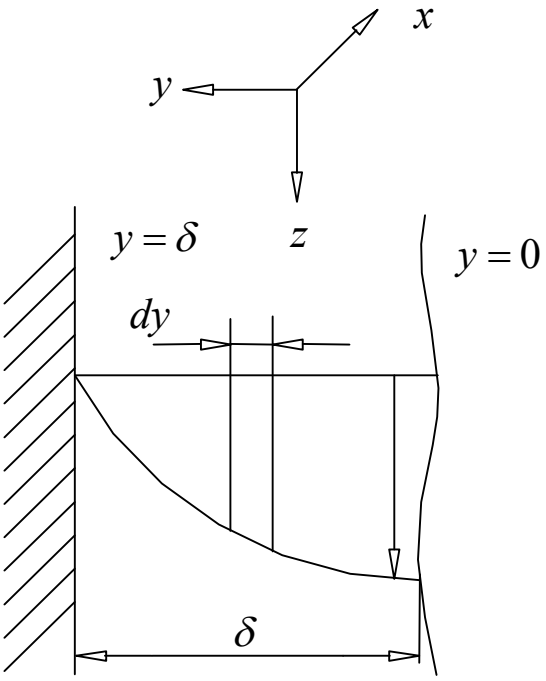


Рис. 1.1.11. К выводу уравнения для определения расхода

С учетом того, что скорость изменяется только по толщине пленки, можно считать, что $\frac{\partial^2 w_z}{\partial x^2} = 0$; $\frac{\partial^2 w_z}{\partial z^2} = 0$. Тогда уравнение (1.1.1) запишется следующим образом:

$$\rho_{ж} g + \mu_{ж} \frac{\partial^2 w_z}{\partial y^2} = 0. \qquad (1.1.3)$$

В уравнении (1.1.3) частная производная характеризует полное изменение скорости, поэтому ее можно заменить полным дифференциалом.

Проинтегрируем уравнение (1.1.3) при следующих граничных условиях:

– $y = \delta$; $w_z = 0$;

– $y = 0$; $\frac{\partial w_z}{\partial y} = 0$ (из-за отсутствия влияния сил трения на свободной поверхности пленки скорость постоянна).

В результате получим

$$w_z = \frac{\rho_{ж} g \delta^2}{2\mu_{ж}} \left(1 - \frac{y^2}{\delta^2}\right), \qquad (1.1.4)$$

где δ – толщина пленки жидкости, м.

Из уравнения (1.1.4) видно, что скорость по сечению свободной пленки изменяется по параболе с максимальным значением у свободной поверхности.

Чтобы получить выражение для толщины пленки, выведем уравнения, позволяющие определить расход и среднюю скорость пленки. Для этого выделим в пленке жидкости (рис. 1.1.11) элементарное сечение толщиной dy. Через это сечение проходит объем жидкости $dV_{ж}$ в количестве

$$dV_{ж} = w_z dS = w_z \Pi dy, \qquad (1.1.5)$$

где Π – смоченный периметр (или ширина) пленки, м.

Подставляя в уравнение (1.1.5) значение w_z из уравнения (1.1.4), получим выражение

$$dV_{ж} = \frac{\rho_{ж} g \delta^2}{2\mu_{ж}} \left(1 - \frac{y^2}{\delta^2}\right) \Pi dy. \qquad (1.1.6)$$

Интегрируя левую часть (1.1.6) в пределах от 0 до $V_{ж}$, а правую – от 0 до δ, запишем:

$$V_{ж} = \frac{\rho_{ж} g \Pi \delta^3}{3\mu_{ж}}. \qquad (1.1.7)$$

Уравнение (1.1.7) определяет объемный расход стекающей пленки жидкости. Значение объемного расхода можно определить из выражения

$$V_{ж} = w_{ср} \Pi \delta. \qquad (1.1.8)$$

где $w_{ср}$ – средняя скорость пленки жидкости, м/с.

Переписав уравнение (1.1.8) относительно средней скорости пленки и заменив объемный расход стекающей пленки его значением из уравнения (1.1.7), получим

$$w_{ср} = \frac{\rho_{ж} g \delta^2}{3\mu_{ж}}. \qquad (1.1.9)$$

Для того чтобы определить значения объемного расхода и средней скорости пленки по уравнениям (1.1.7) и (1.1.9), необходимо знать толщину пленки. Обозначим через $Г$ линейную массовую плотность орошения, т.е. массу жидкости, проходящей в единицу времени через единицу длины периметра поверхности, по которой течет пленка. Тогда

$$Г = \frac{V_{ж}\rho_{ж}}{П}.$$

С учетом уравнения (1.1.8) выражение для определения линейной массовой плотности орошения преобразуется к виду

$$Г = w_{ср}\delta\rho_{ж}. \qquad (1.1.10)$$

Сопоставляя уравнения (1.1.9) и (1.1.10), получаем выражение для определения толщины стекающей пленки:

$$\delta = \sqrt[3]{\frac{3\mu_{ж}Г}{g\rho_{ж}^2}}. \qquad (1.1.11)$$

Соответственно так же можно выразить среднюю скорость течения пленки жидкости через линейную массовую плотность орошения:

$$w_{ср} = \sqrt[3]{\frac{Г^2 g}{3\mu_{ж}\rho_{ж}}}. \qquad (1.1.12)$$

Гидродинамический режим движения пленки характеризуется критерием Рейнольдса для пленки

$$\mathrm{Re}_{пл} = \frac{w_{ср} d_{э} \rho_{ж}}{\mu_{ж}}. \qquad (1.1.13)$$

С учетом того, что эквивалентный диаметр определяется выражением

$$d_{э} = \frac{4S}{П} = \frac{4П\delta}{П} = 4\delta,$$

а линейная плотность орошения

$$\Gamma = \frac{V_{ж}\rho_{ж}}{\Pi},$$

значение критерия Рейнольдса для пленки можно рассчитать по уравнению

$$\mathrm{Re}_{пл} = \frac{4\Gamma}{\mu_{ж}}. \qquad (1.1.14)$$

Опытным путем в зависимости от значения критерия Рейнольдса для пленки были установлены три основных гидродинамических режима движения пленки:

– ламинарное течение пленки с гладкой поверхностью раздела фаз $(\mathrm{Re}_{пл} < 30)$;

– ламинарное течение с волнистой поверхностью раздела фаз $(30 < \mathrm{Re}_{пл} < 1200)$;

– турбулентное течение пленки $(\mathrm{Re}_{пл} > 1200)$.

Уравнения (1.1.11) и (1.1.12) справедливы для ламинарного течения пленки с гладкой поверхностью раздела фаз.

При значениях критерия Рейнольдса, больших 30, скорость роста толщины пленки жидкости уменьшается. В этом режиме значения толщины стекающей пленки и средней скорости можно получить из выражений

$$\delta = \sqrt[3]{\frac{2.4\mu_{ж}\Gamma}{g\rho_{ж}^{2}}}; \qquad (1.1.15)$$

$$w_{ср} = \sqrt[3]{\frac{\Gamma^{2}g}{2.4\mu_{ж}\rho_{ж}}}. \qquad (1.1.16)$$

Дальнейшее увеличение значения критерия Рейнольдса приводит к постепенному развитию поперечного перемешивания в пленке жидкости. Достаточно точные для практических расчетов уравнения, характеризующие среднюю толщину пленки и среднюю скорость, могут быть получены на основании полуэмпирической теории турбулентного переноса:

$$\delta = \sqrt[3]{\frac{3\mu_{ж}\Gamma}{g\rho_{ж}^2}} \cdot \left(\frac{\mathrm{Re}_{пл}}{1200}\right)^{0.2}; \qquad (1.1.17)$$

$$w_{ср} = \sqrt[3]{\frac{\Gamma^2 g}{3\mu_{ж}\rho_{ж}}} \cdot \left(\frac{\mathrm{Re}_{пл}}{1200}\right)^{-0,2}. \qquad (1.1.18)$$

При работе промышленных пленочных аппаратов на течение жидкой пленки существенное влияние оказывает вертикальность установки контактных элементов и работа оросительных устройств.

Основной характеристикой оросительного устройства является коэффициент неравномерности плотности орошения $k_н$, который определяет начальное распределение плотности орошения по периметру орошаемого элемента.

Начальную (в верхней части орошаемого канала) экспериментальную плотность орошения можно представить в виде ряда:

$$\Gamma_н = \Gamma_{ср} + \sum_{i=1}^{\infty} A_i Cos\left(i\frac{x}{П} + \varphi_i\right), \qquad (1.1.19)$$

где $\Gamma_{ср}$ – средняя плотность орошения, т.е. отношение объемного расхода жидкости на один элемент к его периметру, кг/(м·с);

A_i – амплитуда i-той гармоники, кг/(м·с);

φ_i – угол сдвиги по фазе i-той гармоники.

Коэффициент неравномерности плотности орошения по i-той гармонике можно представить в виде отношения амплитуды i-той гармоники к средней плотности орошения

$$k_{нi} = \frac{A_i}{\Gamma_{ср}}. \qquad (1.1.20)$$

Таким образом, совокупность значений коэффициентов неравномерности по всем гармоникам дает полную характеристику работоспособности оросительного устройства.

По мере стекания жидкости по поверхности вертикальных труб при волновом и турбулентном режимах происходит выравнивание начального распределения, при этом изменение коэффициентов неравномерности орошения можно описать уравнением

$$k_i = k_{нi} \exp\left(-C \frac{i^2}{2} \cdot \frac{a_\nu z}{R} \right). \qquad (1.1.21)$$

где $C = \begin{cases} 3/4, \mathrm{Re}_{пл} < 1200 \\ 2/3, \mathrm{Re}_{пл} > 1200 \end{cases}$ – эмпирический коэффициент;

z – расстояние от оросителя до расчетного сечения, м;

R – радиус орошаемой трубы, м;

$a_\nu = \dfrac{\delta \nu_{эф}}{\Gamma_{ср} R}$ – коэффициент.

Коэффициент $\nu_{эф}$, характеризующий перенос импульса, может быть найден по следующему эмпирическому выражению:

$$\nu_{эф} = \begin{cases} \nu_{ж}, & \mathrm{Re}_{пл} < 30; \\ \nu_{ж} + 0{,}17 \cdot 10^{-4} \nu_{ж}^{1/6} \left(\mathrm{Re}_{пл}^{0.5} - 5.5 \right), & 30 < \mathrm{Re}_{пл} < 1200; \\ \nu_{ж} + 0.23 \cdot 10^{-4} \nu_{ж}^{1/3} \mathrm{Re}_{пл}^{0.8}, & \mathrm{Re}_{пл} > 1200. \end{cases} \qquad (1.1.22)$$

Анализ выражения (1.1.21) показывает, что скорость затухания коэффициента неравномерности пропорциональна квадрату номера гармоники, т.е. высшие гармоники быстро затухают, и неравномерность орошения можно характеризовать только величиной коэффициента неравномерности орошения первой гармоники.

Отклонение осей труб пленочных аппаратов от вертикали, связанное с неточностями их монтажа, приводит к появлению неравномерности распределения плотности орошения по периметру трубы. При этом, однако, не происходит оголения поверхности труб, если в месте наименее обильного орошения плотность орошения останется выше некоторого минимального значения.

При течении пленки по поверхности труб, отклоненных на некоторый угол от вертикали, по мере стекания сначала происходит перераспределение локальных плотностей орошения, затем течение стабилизируется, и распределение плотностей орошения по периметру труб сохраняется постоянным. Это связано с тем, что при волновом и турбулентном режимах течения пленки внутри нее происходит перемешивание жидкости во всех направлениях, в том числе и вдоль периметра труб. Появление скорости перемешивания по этой оси обусловлено действием пульсационных течений в пленке, вызванным непостоянством толщины пленки. При этом, чем больше угол отклонения поверхности трубы от вертикали, тем хуже распределение плотностей орошения в стабилизированном потоке пленки жидкости.

1.3. ГИДРАВЛИЧЕСКОЕ СОПРОТИВЛЕНИЕ ПРИ ТЕЧЕНИИ ГАЗА В КАНАЛЕ С ОРОШАЕМЫМИ СТЕНКАМИ

Волнообразование на поверхности стекающих пленок жидкости приводит к возникновению нерегулярной шероховатости стенок канала. Если высота волн больше толщины ламинарного подслоя в газовом потоке, то орошаемые каналы можно рассматривать как гидравлически шероховатые. Поэтому потери давления на трение одного метра трубы можно определить из уравнения [1]

$$\frac{\Delta P}{H} = \lambda_г \frac{\rho_г w_{отн}^2}{2d_э}, \qquad (1.1.23)$$

где $\lambda_г$ – коэффициент гидравлического трения для газового потока;

$w_{отн}$ – относительная скорость фаз, м/с;

$\rho_г$ – плотность газа, кг/м^3;

$d_э$ – эквивалентный диаметр трубы, м.

Эквивалентный диаметр с учетом толщины стекающей пленки может быть определен из следующего выражения:

$$d_э = d - 2\delta. \qquad (1.1.24)$$

где d – диаметр трубы, м.

Относительная скорость фаз при противотоке рассчитывается как сумма средней скорости пленки жидкости и средней скорости газа с учетом газосодержания:

$$w_{отн} = \frac{u}{\varphi} + w_{ср}. \qquad (1.1.25)$$

где φ – газосодержание;

u – скорость газа в полном сечении трубы, м/с.

Газосодержание φ и толщина пленки δ при пленочном течении по внутренней поверхности труб связаны соотношением

$$\varphi = \left(1 - \frac{2\delta}{d}\right)^2. \qquad (1.1.26)$$

При противоточном течении фаз коэффициент гидравлического трения для газового потока может быть определен по следующим формулам:

– при $\mathrm{Re}_г < \mathrm{Re}_{г.кр}$

$$\lambda_г = \lambda_{г0} = \frac{86}{\mathrm{Re}_г}. \qquad (1.1.27)$$

– при $\mathrm{Re}_г > \mathrm{Re}_{г.кр}$

$$\lambda_г = \lambda_{г0}\left(1 + 8.2\left(\frac{w_{ср}\nu_{ж}\rho_{ж}}{\sigma}\right)^{2/3}\right). \qquad (1.1.28)$$

где $\nu_{ж}$ – коэффициент кинематической вязкости жидкости, м^2/с;

$\rho_{ж}$ – плотность жидкости, кг/м^3;

σ – коэффициент поверхностного натяжения жидкости, Н/м.

Числа Рейнольдса для выражений (1.1.27) и (1.1.28) вычисляются по выражениям:

$$\mathrm{Re}_{г} = \frac{u d_{э} \rho_{г}}{\varphi \mu_{г}} \tag{1.1.29}$$

и

$$\mathrm{Re}_{г.кр} = \left(\frac{86}{0.11 + 0.9 \left(\frac{w_{ср} \nu_{ж} \rho_{ж}}{\sigma} \right)^{2/3}} \right)^{1.2}. \tag{1.1.30}$$

1.4. РЕЖИМ ЗАХЛЕБЫВАНИЯ ПЛЕНОЧНОГО ПРОТИВОТОЧНОГО АППАРАТА

Увеличение скорости газа при противоточном движении фаз оказывает значительное влияние на движение пленки жидкости. При скоростях газа порядка 10 м/с увеличивается межфазное касательное напряжение между потоком газа и пленкой жидкости, что влечет за собой увеличение толщины пленки с последующим резким возрастанием гидравлического сопротивления [1, 3].

При дальнейшем увеличении скорости газа может быть достигнуто равновесие между силой тяжести стекающей пленки и силой трения с последующим накоплением жидкости как следствие значительного увеличения толщины пленки и выбросом ее газовым потоком. Работа аппаратов, основанных на пленочном контакте фаз, в этих условиях нарушается. Такое явление называется захлебыванием. Для противоточных аппаратов момент наступления захлебывания является верхним пределом допустимой скорости газового потока для данного аппарата.

Для трубчатых пленочных противоточных аппаратов предельную скорость газа $u_{з}$ можно определить по следующему уравнению:

$$\lg\left(\frac{u_з^2\rho_г}{gd\rho_ж}\cdot\left(\frac{\mu_ж}{0{,}001}\right)^{0{,}16}\right)=A-1.75\left(\frac{L}{G}\right)^{0.25}\left(\frac{\rho_г}{\rho_ж}\right)^{0.125}, \qquad (1.1.31)$$

где L – массовый расход жидкости, кг/с;

G – массовый расход газа, кг/с;

A – эмпирический коэффициент.

Эмпирический коэффициент определяется по формуле:

$$A=0.47+1.5\lg\left(\frac{d}{0.025}\right). \qquad (1.1.32)$$

1.5. СМОЧЕННАЯ ПОВЕРХНОСТЬ

Тепломассообменные процессы протекают на границе раздела фаз, поэтому при эксплуатации пленочных аппаратов необходимо добиваться полного смачивания всей поверхности орошаемых элементов. Это условие выполняется лишь в том случае, если локальная плотность орошения в любой точке аппарата превышает некоторое минимально допустимое значение плотности орошения $\Gamma_{\min}$. Если в какой-либо части поверхности элемента локальная плотность орошения будет меньше минимально допустимой, то пленка разрывается и жидкость стекает отдельными струйками.

Уравнение для определения минимально допустимой плотности орошения можно получить, рассмотрев условие смачивания поверхности в месте срыва пленки (рис. 1.1.12).

Сила, способствующая смачиванию поверхности, при отнесении ее к единице ширины пленки характеризуется выражением

$$P_1=k_1\delta\frac{\rho_ж w_{ср}^2}{2}=k_1\frac{\Gamma^2}{2\delta\rho_ж}. \qquad (1.1.33)$$

Сила, противодействующая смачиванию, обусловлена влиянием поверхностного натяжения и краевого угла смачивания θ. Эта сила, отнесенная к единице длины периметра разрыва пленки, определяется уравнением

$$P_2=\sigma-\sigma Cos\theta. \qquad (1.1.34)$$

Приравнивая выражения (1.1.33) и (1.1.34), с учетом экспериментальных данных получим

$$\frac{\Gamma_{\min}}{\mu_{ж}} = \frac{2}{3}\left(\frac{\sigma(1-Cos\theta)}{\nu_{ж}^{4/3}\rho_{ж}^{1/3}g}\right). \qquad (1.1.35)$$

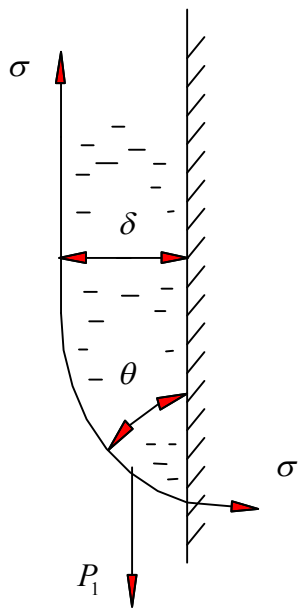


Рис. 1.1.12. Силы, действующие в месте разрыва пленки

Краевой угол смачивания обладает гистерезисным свойством, т.е. жидкость с сухой поверхностью образует угол θ_1, а с предварительно смоченной – θ_2, причем угол θ_2 меньше, чем угол θ_1. Этим объясняется наличие двух значений минимальной плотности орошения:

$\Gamma_{\min 1}$ – плотность орошения, необходимая для обеспечения смачивания всей поверхности элемента, которую экспериментально можно найти при увеличении линейной плотности орошения от нулевого значения;

$\Gamma_{\min 2}$ – плотность орошения, при которой происходит срыв пленочного режима течения жидкости; экспериментально она находится путем уменьшения линейной плотности орошения после смачивания всей поверхности.

Значения этих плотностей орошения могут быть неодинаковыми.

Условие надежной эксплуатации пленочного аппарата:

$$\Gamma > \Gamma_{\min 1}. \qquad (1.1.36)$$

1.6. ПОРЯДОК РАСЧЕТА ПЛЕНОЧНОГО АППАРАТА

Основными определяемыми величинами при проведении гидродинамического расчета пленочного аппарата со свободно стекающей пленкой являются:

– диаметр аппарата D;

– гидравлическое сопротивление аппарата ΔP.

Расчет начинают с определения предельной скорости газа $u_з$ (скорости захлебывания), которую можно рассчитать по уравнению (1.1.31), задавшись внутренним диаметром труб d (в пределах 0,02-0,07 м).

После нахождения скорости захлебывания принимают рабочую скорость газа в аппарате исходя из следующего условия:

$$u = (0.5 \div 0.7) \cdot u_з. \qquad (1.1.37)$$

По принятой величине рабочей скорости газа в трубах находят суммарную площадь их поперечного сечения

$$S = \frac{V_г}{u}, \qquad (1.1.38)$$

где $V_г$ – объемный расход газа, м^3/с;

после чего определяют их общее число

$$n = \frac{4S}{\pi d^2}. \qquad (1.1.39)$$

Принимая шаг труб по уравнению

$$t = \begin{cases} 1{,}2d_н + 0{,}003 & d_н \le 0{,}016 \\ 1{,}2d_н + 0{,}002 & 0{,}017 \le d_н \le 0{,}060 \\ 1{,}2d_н + 0{,}001 & 0{,}061 \le d_н \le 0{,}077 \\ 1{,}2d_н & d_н \ge 0{,}078 \end{cases} \qquad (1.1.40)$$

где $d_н$ – наружный диаметр трубы, м,

рассчитывают диаметр аппарата в зависимости от типа расположения труб в трубной решетке:

– по вершинам квадрата $n = 0.9\dfrac{\pi D_в^2}{4t^2}$;

– по вершинам треугольника $n = 0.8\dfrac{\pi D_в^2}{4t^2}$,

где $D_в$ – внутренний диаметр аппарата, м.

Тип расположения труб в трубной решетке выбирается в зависимости от свойств охлаждающего агента. Если во время работы аппарата на внешней стороне труб возможны отложения, ухудшающие работу аппарата, то целесообразно принимать расположение труб по вершинам квадрата из-за удобства чистки трубного пучка. В остальных случаях лучше выбирать расположение по вершинам треугольника, так как оно позволяет повысить скорость среды в межтрубном пространстве, снизить расход металла на один квадратный метр теплообменной поверхности и, следовательно, повысить эффективность работы пленочного аппарата [7].

После определения внутреннего диаметра его уточняют, проверяя соответствие результатов расчета ГОСТ 9617-76 «Сосуды и аппараты. Ряды диаметров» (см. Приложение 1) [8].

После определения диаметра кожуха аппарата и количества труб рассчитывают гидравлическое сопротивление (по уравнению (1.1.23)).

1.7. ПРИМЕР ГИДРАВЛИЧЕСКОГО РАСЧЕТА ПЛЕНОЧНОГО АППАРАТА

Задача. Определить количество труб, диаметр аппарата, гидравлическое сопротивление одного метра трубного пучка пленочного противоточного трубчатого аппарата по следующим данным:

– расход газа – 7500 кг/ч;

– расход жидкости – 3000 кг/ч;

– плотность газа – 1,3 кг/м^3;

– вязкость газа – $0{,}8\cdot10^{-6}$ Па·с;

– плотность жидкости – 750 кг/м^3;

– вязкость жидкости – $2{,}5\cdot10^{-3}$ Па·с;

– поверхностное натяжение – 0,025 Н/м;

– трубами 25х2,5;

– расположение труб – по вершинам квадратов.

Решение. Вычислим предельную скорость газа из выражения (1.1.31):

$$\lg\left(\frac{u_з^2 \cdot 1.3}{g \cdot 0.02 \cdot 750} \cdot \left(\frac{2.5 \cdot 10^{-3}}{0{,}001}\right)^{0{,}16}\right) = 0.325 - 1.75\left(\frac{3000}{7500}\right)^{0.25}\left(\frac{1.3}{750}\right)^{0.125},$$

$$A = 0.47 + 1.5\lg\left(\frac{0.02}{0.025}\right) = 0.325.$$

$$u_з = 6.967 м/с$$

Выберем рабочую скорость исходя из условия (1.1.37):

$$u = 0.6 \cdot 6.967 = 4.18 м/с.$$

Находим суммарную площадь поперечного сечения труб по выражению (1.1.38), переводя массовый расход газа в секундный объемный:

$$S = \frac{1.6}{4.18} = 0.383 м^2.$$

Общее число труб определяется по выражению (1.1.39):

$$n = \frac{4 \cdot 0.383}{\pi \cdot 0.02^2} \approx 1220 шт.$$

Так как наружный диаметр труб 0,025 м, то по выражению (1.1.40) принимаем шаг между труб равным:

$$t = 1.2 \cdot 0.025 + 0.002 = 0.032 м.$$

По известному числу труб и расстоянию между ними для расположения по вершинам квадратов определяем требуемый внутренний диаметр аппарата:

$$1220 = 0.9\frac{\pi D_в^2}{4 \cdot 0.032^2},$$

$$D_в \approx 1.33 м.$$

Полученный диаметр уточняем по ГОСТ 9617-76 «Сосуды и аппараты. Ряды диаметров» и окончательно принимаем:

$$D_в = 1.4 м.$$

Расчет гидравлического сопротивления пленочного трубчатого аппарата начинается с определения толщины пленки и средней скорости ее движения. Для этого необходимо определить режим течения пленки по числу Рейнольдса для стекающей пленки:

$$\mathrm{Re}_{пл} = \frac{4 \cdot 0{,}00109}{2{,}5 \cdot 10^{-3}} = 17{,}39.$$

$$Г = \frac{0{,}00111 \cdot 750}{76.655} = 0{,}0109 кг/м \cdot с;$$

$$П = n \cdot \pi \cdot d = 1220 \cdot \pi \cdot 0.02 = 76.655 м.$$

Так как режим течения ламинарный, воспользуемся выражениями (1.1.11) и (1.1.12):

$$\delta = \sqrt[3]{\frac{3 \cdot 2.5 \cdot 10^{-3} \cdot 0.0109}{g \cdot 750^2}} = 0.000246 м;$$

$$w_{ср} = \sqrt[3]{\frac{0.0109^2 g}{3 \cdot 2.5 \cdot 10^{-3} \cdot 750}} = 0.059 м/с.$$

После чего можно определить эквивалентный диаметр, газосодержание и относительную скорость (по выражениям (1.1.24)-(1.1.26)):

$$d_э = 0.02 - 2 \cdot 0.000246 = 0.01951 м;$$

$$\varphi = \left(1 - \frac{2 \cdot 0.000246}{0.02}\right)^2 = 0.975;$$

$$w_{отн} = \frac{4.18}{0.975} + 0.059 = 4.346 м/с.$$

Для определения величины коэффициента гидравлического сопротивления рассчитывают критической число Рейнольдса и число Рейнольдса газового потока по выражениям (1.1.29) и (1.1.30):

$$\mathrm{Re}_г = \frac{4.18 \cdot 0.01951 \cdot 1.3}{0.975 \cdot 0.8 \cdot 10^{-6}} = 135919;$$

$$\mathrm{Re}_{г.кр} = \left(\frac{86}{0.11 + 0.9\left(\frac{0.059 \cdot 2.5 \cdot 10^{-3} \cdot 750}{0.025} \right)^{2/3}} \right)^{1.2} = 68.6.$$

Так как $\mathrm{Re}_г > \mathrm{Re}_{г.кр}$, то коэффициент гидравлического сопротивления рассчитывают по формуле (1.1.28):

$$\lambda_г = 0.000633\left(1 + 8.2\left(\frac{0.059 \cdot 2.5 \cdot 10^{-3} \cdot 750}{0.025} \right)^{2/3} \right) = 0.0146;$$

$$\lambda_{г0} = \frac{86}{135919} = 0.000633.$$

Полученные значения коэффициента гидравлического сопротивления, относительной скорости и эквивалентного диаметра подставляем в формулу (1.1.23):

$$\frac{\Delta P}{H} = 0.0146 \cdot \frac{1.3 \cdot 4.346^2}{2 \cdot 0.01951} = 9.187 Па/м.$$

В результате получили:

– диаметр аппарата – 1,4 м;

– количество трубок – 1220 шт;

– гидравлическое сопротивление одного метра аппарата – 9,187 Па/м.

Контрольные вопросы

1. Какими отличительными особенностями обладают пленочные массообменные аппараты?

2. Какие существуют типы аппаратов со свободно стекающей пленкой? Каковы их отличительные особенности?

3. Каким требованиям должны отвечать оросительные устройства пленочных аппаратов?

4. На какие виды делятся оросительные устройства по способу образования пленки жидкости?

5. По какому закону изменяется скорость по сечению свободной пленки?

6. Какие существуют виды течения пленки жидкости?

7. Что такое коэффициент неравномерности оросительного устройства пленочного аппарата?

8. Как изменяется коэффициент неравномерности оросительного устройства по высоте трубы пленочного противоточного аппарата?

9. Как влияет на распределение жидкости по периметру трубы угол отклонения трубы от вертикали?

10. От каких параметров зависит гидравлическое сопротивление при течении газа в канале с орошаемыми стенками?

11. Как связаны между собой газосодержание с толщиной стекающей пленки?

12. Что такое предельная скорость газа при противоточном движении газа и жидкости в пленочном аппарате?

13. Что такое смоченная поверхность?

14. Что такое минимальная линейная плотность орошения и от каких параметров она зависит?

15. Каков порядок гидродинамического расчета пленочного трубчатого противоточного аппарата?

Задачи

Задача 1. Определить максимальную скорость течения пленки жидкости по следующим данным: толщина пленки – 0,47 мм, плотность жидкости – 956 кг/м^3, коэффициент динамической вязкости жидкости – 1,2 сП.

Задача 2. Определить толщину и среднюю скорость пленки жидкости по следующим данным: расход жидкости – 1 кг/ч; плотность жидкости – 1000 кг/м^3; коэффициент динамической вязкости – 1 сП; внутренний диаметр трубы – 25 мм.

Задача 3. Как изменится толщина стекающей пленки, если расход жидкости увеличится в 5 раз по сравнению с расходом из задачи 2?

Задача 4. Какой режим течения стекающей пленки жидкости, если ее толщина 1 мм, плотность жидкости 1000 кг/м^3, коэффициент кинематической вязкости – 1сСт.

Задача 5. Определить среднюю и максимальную скорости течения пленки жидкости при условии равномерного орошения, если расход жидкости составляет 2,6 т/ч, плотность жидкости – 950 кг/м^3, коэффициент динамической вязкости жидкости – 0,9 сП, труба – 57х3, количество труб – 20 шт.

Задача 6. Как изменятся скорости из задачи 4, если количество труб увеличится в 2 раза?

Задача 7. Определить предельную скорость газа в трубе диаметром 80мм, если линейная массовая плотность орошения равна 80 кг/м·ч, расход газа – 0,4 м^3/ч, плотность жидкости – 800 кг/м^3; плотность газа – 2,5 кг/м^3, вязкость жидкости – 2 сП.

Задача 8. Определить скорость захлебывания в противоточном трубчатом пленочном аппарате, если расход жидкости составил 1530 кг/ч, расход газа – 1400 кг/ч, плотность жидкости – 951 кг/м^3; плотность газа – 2,4 кг/м^3, вязкость жидкости – 0,96 сП, трубы аппарата – 25х2,5.

Задача 9. Определить скорость захлебывания в противоточном трубчатом пленочном аппарате, если расход жидкости составил 6800 кг/ч, расход газа – 8500 кг/ч, плотность жидкости – 681 кг/м^3; плотность газа – 3,2 кг/м^3, вязкость жидкости – 0,86 сП, трубы аппарата – 57х3,5.

Задача 10. Определить гидравлическое сопротивление пленочного трубчатого аппарата по следующим данным: расход жидкости – 5 кг/ч, расход газа – 7,5 кг/ч, плотность жидкости – 750 кг/м^3, плотность газа – 1,57 кг/м^3, коэффициент динамической вязкости жидкости – 1,85 сП, коэффициент поверхностного натяжения – 0,078 Н/м, труба – 25х2,5, высота трубы – 15 м, коэффициент динамической вязкости газа – 0,022сП.

Задача 11. Как изменится гидравлическое сопротивление по условию задачи 10, если расход жидкости увеличится в 2 раза?

Задача 12. Как изменится гидравлическое сопротивление по условию задачи 10, если будет использована труба 57х3,5?

Задача 13. Как изменится гидравлическое сопротивление по условию задачи 10, если расход газа уменьшится в 2 раза?

Задача 14. Какова минимальная линейная плотность орошения, если плотность жидкости – 1000 кг/м^3, коэффициент кинематической вязкости – 1,2 сСт, коэффициент поверхностного натяжения – 0,078 Н/м, корневой угол 30°?

Задача 15. Чему равен корневой угол смачивания, если при числе Рейнольдса для пленки 1500 наступило полное смачивание рабочей поверхности аппарата. Свойства жидкости: плотность – 830 кг/м^3, коэффициент динамической вязкости – 1,15 сП, коэффициент поверхностного натяжения – 0,069 Н/м.

Задача 16. Будет ли обеспечиваться полное смачивание рабочей поверхности трубчатого аппарата, оснащенного 1220 трубами 32х3,5 при расходе жидкости 8 т/ч при корневом угле смачивания 15°. Свойства жидкости: плотность – 0,89 г/см^3, коэффициент динамической вязкости – 1,39 сП, коэффициент поверхностного натяжения – 0,086 Н/м.

Задача 17. Определить количество труб, диаметр, гидравлическое сопротивление одного метра трубного пучка пленочного противоточного трубчатого аппарата, оснащенного трубами 32х2 (расположение по вершинам квадратов), если расход газа – 4 т/ч, расход жидкости – 6 т/ч, плотность газа – 0,68 кг/м^3, плотность жидкости – 750 кг/м^3, вязкость газа – 0,015 сП, вязкость жидкости – 2,55 сП, коэффициент поверхностного натяжения – 0,07 Н/м.

Контрольная работа

По данным, представленным в табл. 1.1.1, рассчитать пленочный противоточный трубчатый аппарат. Аппарат оснащен трубами 57х3,5, расположение труб – по вершинам треугольников. Определить количество труб, диаметр аппарата, гидравлическое сопротивление одного метра трубного пучка.

Таблица 1.1.1

Исходные данные

Номер варианта	Расход газа, т/ч	Расход жидкости, т/ч	Плотность газа, кг/м^3	Вязкость газа, сП	Плотность жидкости, кг/м^3	Вязкость жидкости, сП	Поверхностное натяжение, Н/м
01	5	0,1	5,12	0,021	857	0,8	0,05
02	6	1,0	5,15	0,022	846	0,9	0,06
03	7	1,5	5,35	0,023	835	1,0	0,07
04	8	2,0	6,12	0,024	861	1,1	0,08
05	9	1,7	4,21	0,025	873	1,2	0,09
06	10	5,0	3,15	0,026	905	1,3	0,04
07	11	7,0	2,14	0,027	1000	1,4	0,03
08	12	8,0	1,27	0,028	736	1,5	0,05
09	13	10,0	2,69	0,029	795	1,6	0,06
10	14	12	5,12	0,031	854	1,7	0,07
11	5	0,2	5,15	0,017	896	0,8	0,08
12	6	1,2	5,35	0,019	698	0,9	0,09
13	7	1,8	6,12	0,025	857	1,0	0,04
14	8	2,1	4,21	0,021	846	1,1	0,03
15	9	2,0	3,15	0,022	835	1,2	0,05
16	10	4,5	2,14	0,023	861	1,3	0,06
17	11	6,6	1,27	0,024	873	1,4	0,07
18	12	7,8	2,69	0,025	905	1,5	0,08
19	13	9,5	5,12	0,026	1000	1,6	0,09
20	14	11,0	5,15	0,027	736	1,7	0,04
21	5	0,3	5,35	0,028	795	0,8	0,03
22	6	1,4	6,12	0,029	854	0,9	0,05
23	7	2,0	4,21	0,031	743	1,0	0,06
24	8	2,5	3,15	0,035	765	1,1	0,07
25	9	2,3	2,14	0,029	857	1,2	0,08
26	10	4,3	1,27	0,027	846	1,3	0,09
27	11	6,2	2,69	0,021	835	1,4	0,04
28	12	7,5	5,12	0,014	861	1,5	0,03
29	13	9,0	5,15	0,021	873	1,6	0,05
30	14	10	5,35	0,022	905	1,7	0,06
31	5	0,4	6,12	0,023	1000	0,8	0,07

Продолжение таблицы 1.1.1

Номер варианта	Расход газа, т/ч	Расход жидкости, т/ч	Плотность газа, кг/м^3	Вязкость газа, сП	Плотность жидкости, кг/м^3	Вязкость жидкости, сП	Поверхностное натяжение, Н/м
32	6	1,6	4,21	0,024	736	0,9	0,08
33	7	2,2	3,15	0,025	795	1,0	0,09
34	8	2,7	2,14	0,026	854	1,1	0,04
35	9	2,6	1,27	0,027	864	1,2	0,03
36	10	4,1	2,69	0,028	846	1,3	0,05
37	11	6,0	5,12	0,029	853	1,4	0,06
38	12	7,0	5,15	0,031	851	1,5	0,07
39	13	8,5	5,35	0,036	813	1,6	0,08
40	14	9,0	6,12	0,047	862	1,7	0,09
41	5	0,5	4,21	0,021	857	0,8	0,04
42	6	1,8	3,15	0,022	846	0,9	0,03
43	7	2,4	2,14	0,023	835	1,0	0,05
44	8	2,9	1,27	0,024	861	1,1	0,06
45	9	2,8	2,69	0,025	873	1,2	0,07
46	10	4,0	5,12	0,026	905	1,3	0,08
47	11	5,5	5,15	0,027	1000	1,4	0,09
48	12	6,8	5,35	0,028	736	1,5	0,04
49	13	8,0	6,12	0,029	795	1,6	0,03
50	14	8,0	4,21	0,031	854	1,7	0,05
51	5	0,6	3,15	0,026	762	0,8	0,06
52	6	2,0	2,14	0,024	741	0,9	0,07
53	7	2,6	1,27	0,019	852	1,0	0,08
54	8	3,1	2,69	0,021	963	1,1	0,09
55	9	3,0	5,12	0,022	753	1,2	0,04
56	10	3,8	5,15	0,023	857	1,3	0,03
57	11	5,3	5,35	0,024	846	1,4	0,05
58	12	6,8	6,12	0,025	835	1,5	0,06
59	13	7,5	4,21	0,026	861	1,6	0,07
60	14	7,5	3,15	0,027	873	1,7	0,08
61	5	0,7	2,14	0,028	905	0,8	0,09
62	6	2,2	1,27	0,029	1000	0,9	0,04
63	7	2,8	2,69	0,031	736	1,0	0,03
64	8	3,5	5,12	0,036	795	1,1	0,05
65	9	3,3	5,15	0,041	854	1,2	0,06
66	10	3,7	5,35	0,021	862	1,3	0,07

Окончание таблицы 1.1.1

Номер варианта	Расход газа, т/ч	Расход жидкости, т/ч	Плотность газа, кг/м^3	Вязкость газа, сП	Плотность жидкости, кг/м^3	Вязкость жидкости, сП	Поверхностное натяжение, Н/м
67	11	5,2	6,12	0,016	872	1,4	0,08
68	12	6,2	4,21	0,012	893	1,5	0,09
69	13	7,0	3,15	0,026	976	1,6	0,04
70	14	7,0	2,14	0,021	857	1,7	0,03
71	5	0,8	1,27	0,022	846	0,8	0,05
72	6	2,4	2,69	0,023	835	0,9	0,06
73	7	3,0	5,12	0,024	861	1,0	0,07
74	8	3,7	5,15	0,025	873	1,1	0,08
75	9	3,6	5,35	0,026	905	1,2	0,09
76	10	3,2	6,12	0,027	1000	1,3	0,04
77	11	5,0	4,21	0,028	736	1,4	0,03
78	12	6,0	3,15	0,029	795	1,5	0,05
79	13	6,5	2,14	0,031	854	1,6	0,06
80	14	6,5	1,27	0,012	793	1,7	0,07
81	5	0,9	2,69	0,034	782	0,8	0,08
82	6	2,6	5,12	0,025	658	0,9	0,09
83	7	3,2	5,15	0,021	694	1,0	0,04
84	8	3,9	5,35	0,022	857	1,1	0,03
85	9	3,8	6,12	0,023	846	1,2	0,05
86	10	3,0	4,21	0,024	835	1,3	0,06
87	11	4,8	3,15	0,025	861	1,4	0,07
88	12	5,5	2,14	0,026	873	1,5	0,08
89	13	6,2	1,27	0,027	905	1,6	0,09
90	14	6,0	2,69	0,028	1000	1,7	0,04
91	5	1,0	5,12	0,029	736	0,8	0,03
92	6	2,8	5,15	0,031	795	0,9	0,05
93	7	3,5	5,35	0,032	854	1,0	0,06
94	8	4,2	6,12	0,033	752	1,1	0,07
95	9	4,0	4,21	0,015	857	1,2	0,08
96	10	2,8	3,15	0,026	846	1,3	0,09
97	11	4,6	2,14	0,023	835	1,4	0,04
98	12	5,0	1,27	0,021	861	1,5	0,03
99	13	6,0	2,69	0,019	873	1,6	0,05
100	14	5,0	1,57	0,017	905	1,7	0,06

ГЛАВА 2. ГИДРОДИНАМИКА ТАРЕЛЬЧАТЫХ АППАРАТОВ

Тарельчатые массообменные аппараты широко распространены на предприятиях нефтегазового комплекса [3, 9]. Конструкции таких колонн весьма разнообразны. Это объясняется большим ассортиментом перерабатываемого сырья и широким диапазоном производительности.

В промышленности находят применение тарельчатые колонны различных диаметров от 300 мм до 12 м. Высота колонны зависит от числа тарелок и расстояния между ними. Чем меньше это расстояние, тем ниже колонна, однако уменьшение расстояния между тарелками увеличивает брызгоунос, что существенно уменьшает коэффициент полезного действия тарелки. Поэтому расстояние между тарелками обычно не применяют менее 200 мм. На расстояние между тарелками также влияют соображения конструктивного порядка и возможности ремонта (табл. 1.2.1).

Таблица 1.2.1

Расстояние между тарелками

Диаметр колонны, м	Расстояние между тарелками, мм
до 0,8	200-350
0,8-1,6	350-400
1,6-2,0	400-500
2,0-2,4	500-600
более 2,4	более 600

К тарелкам предъявляются следующие требования:

– высокий коэффициент полезного действия;

– малое гидравлическое сопротивление;

– широкий диапазон устойчивой работы по пару и жидкости;

– простота конструкции;

– удобство эксплуатации;

– малая масса;

– возможность работы с загрязненными жидкостями;

– низкая стоимость и т.д.

Тарелок, полностью удовлетворяющих этим требованиям, не существует. Поэтому в промышленности используют большое число разнообразных типов тарельчатых контактных устройств.

2.1. КОНСТРУКЦИИ ТАРЕЛЬЧАТЫХ КОНТАКТНЫХ УСТРОЙСТВ

Тарельчатые аппараты можно разделить на две основные группы: тарельчатые аппараты с переливными устройствами и аппараты без переливных устройств [9]. К первой группе относятся колонны, оснащенные ситчатыми, колпачковыми, клапанными и другими тарелками. Основным представителем второй группы являются колонны с провальными тарелками.

Ситчатые тарелки (рис. 1.2.1) имеют большое число отверстий диаметром 2-8 мм, через которые проходит газ в слой жидкости на тарелке. Уровень жидкости на тарелке поддерживается переливным устройством. При слишком малой скорости газа его давление не может удержать слой жидкости, соответствующей высоте перелива, и жидкость может просачиваться через отверстия тарелки на нижерасположенную тарелку, что приводит к существенному снижению движущей силы процесса массопередачи.

К достоинствам ситчатых тарелок относятся простота устройства, легкость монтажа и ремонта, достаточно низкое гидравлическое сопротивление. Однако эти тарелки чувствительны к загрязнениям и осадкам, которые забивают отверстия.

Жидкость поступает на колпачковую тарелку (рис. 1.2.2) и движется от одного переливного устройства к другому. Газ поступает под тарелку, проходи через прорези колпачков и затем попадает в слой жидкости на тарелке, высота которого регулируется высотой сливного порога. При этом газ в жидкости распределяется в виде пузырьков и струй, образуя барботажный слой.

Колпачковые тарелки работают при значительных изменениях нагрузок по газу и жидкости. Тарелки этого типа имеют сложное устройство, для их изготовления требуются большие затраты металла.

Кроме этого колпачковые тарелки отличаются большим гидравлическим сопротивлением.

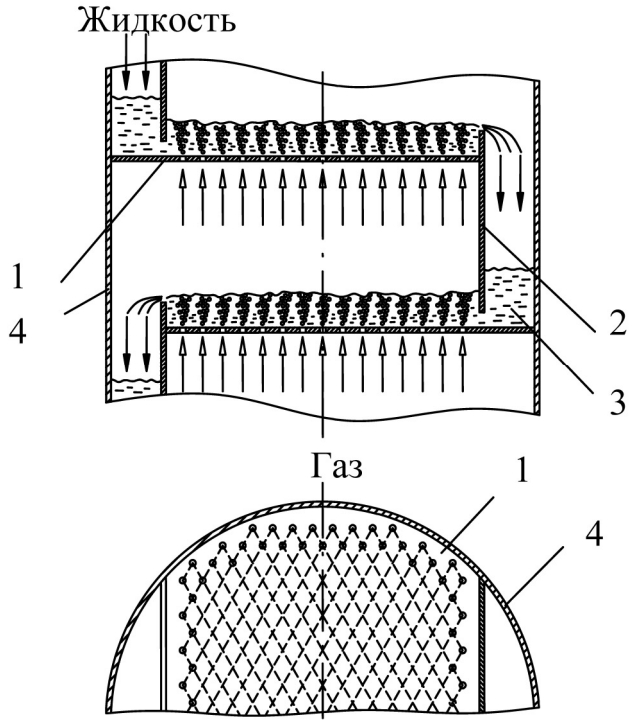


Рис. 1.2.1. Устройство ситчатой тарелки:
1 – тарелка; 2 – переливное устройство; 3 – гидрозатвор; 4 – корпус колонны

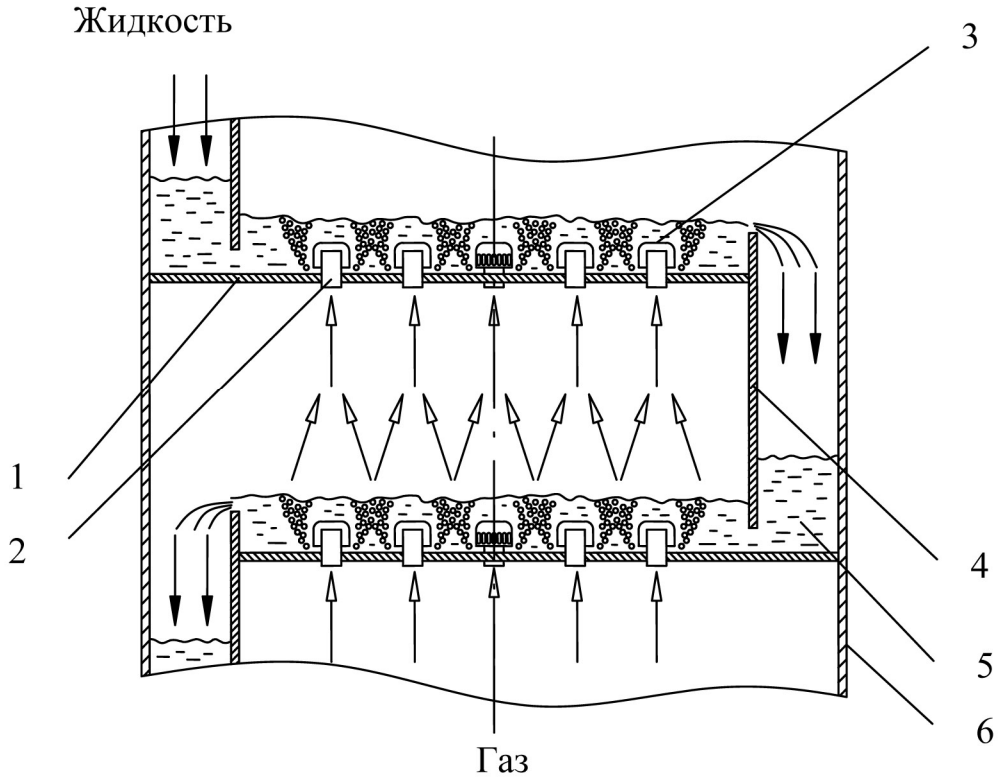


Рис. 1.2.2. Устройство колпачковой тарелки:
1 – тарелка; 2 – газовые патрубки; 3 – колпачки; 4 – переливное устройство; 5 – гидрозатвор; 6 – корпус

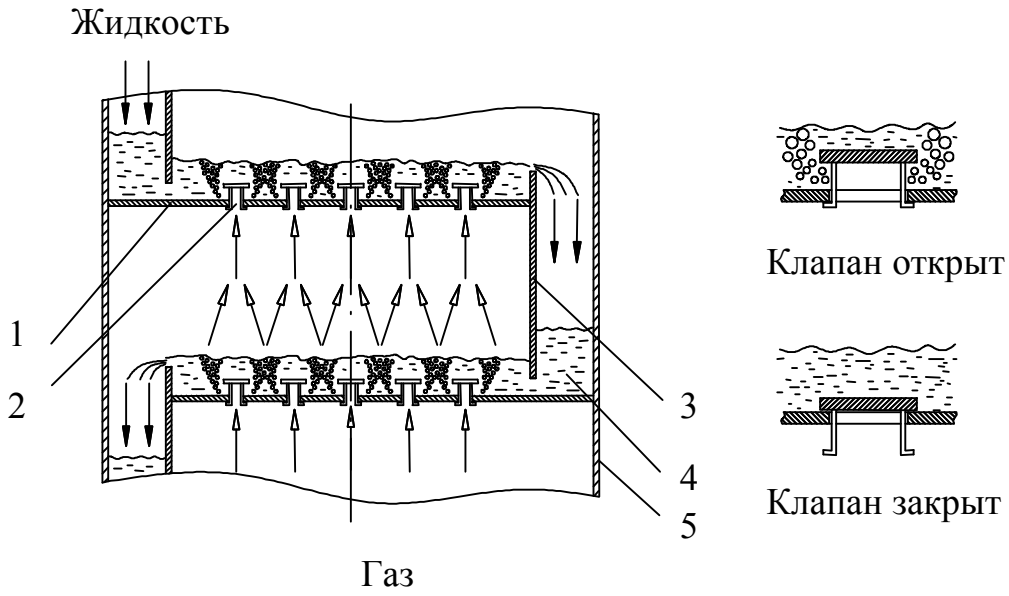


Рис. 1.2.3. Устройство клапанной тарелки:
1 – тарелка; 2 – клапан; 3 – переливное устройство;
4 – гидрозатвор; 5 – корпус

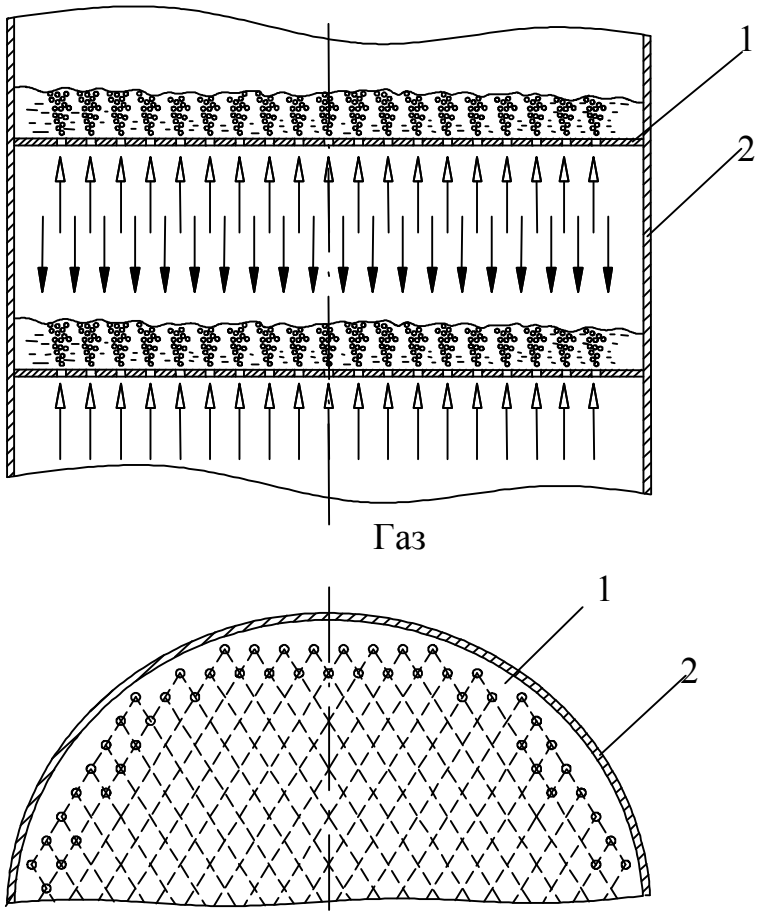


Рис. 1.2.4. Устройство провальной тарелки:
1 – тарелка; 2 –корпус

Принцип действия клапанных тарелок (рис. 1.2.3) состоит в том, что клапан, свободно лежащий над отверстием в тарелке, с изменением расхода газа увеличивает подъем и соответственно площадь зазора между клапаном и плоскостью тарелки для прохода газа. Поэтому скорость газа в зазоре остается приблизительно постоянной, что обеспечивает эффективную работу тарелки при изменении расхода газа.

Достоинствами клапанных тарелок являются гидродинамическая устойчивость и высокая эффективность в широком интервале изменения нагрузок по газу. К недостаткам этих тарелок относятся повышенное гидравлическое сопротивление, обусловленное весом клапана, и достаточно сложная конструкция тарелки.

В отличие от тарелок с переливными устройствами в провальных тарелках (рис. 1.2.4) переток жидкости с тарелки на тарелку осуществляется через отверстия, по которым проходит газ. В тарелках этого типа используются как круглые отверстия, так и щелевые. Эти тарелки просты по устройству и монтажу, обладают низким гидравлическим сопротивлением, но для нормальной работы необходимо достигнуть определенной скорости газа

2.2. ОЦЕНКА КОНСТРУКЦИЙ ТАРЕЛОК

При оценке конструкций тарелок обычно принимают во внимание следующие показатели: производительность, гидравлическое сопротивление, диапазон рабочих нагрузок в условиях достаточно высокой эффективности и другие.

Важнейшей характеристикой тарелки является диапазон рабочих нагрузок, определяемый как отношение максимально допустимой к минимально допустимой скорости газа в колонне [3, 4, 9]. Чем больше эта величина, тем большие колебания нагрузок по жидкой и газовой фазам можно допустить в условиях эксплуатации аппарата с тем или иным типом контактных устройств.

На рис. 1.2.5 показана область устойчивой работы контактных тарелок с переливными устройствами. Максимально допустимая ско-

рость газа в колонне (линия BC) определяется величиной допустимого уноса жидкости, которая обычно принимается равной 10%. Линия AD определяет минимально допустимые скорости газа, соответствующие 10% провалу жидкости. Справа область устойчивой работы ограничена линией CD, которая соответствует максимальным нагрузкам по жидкости, соответствующим 85% режима «захлебывания». Линия AB определяет минимальные нагрузки по жидкости, при которых на тарелке обеспечивается устойчивый барботажный слой и отсутствует «проскок» газа. Нагрузки по газу и жидкости, соответствующие координатам любой точки внутри области, обеспечивают устойчивую работу аппарата.

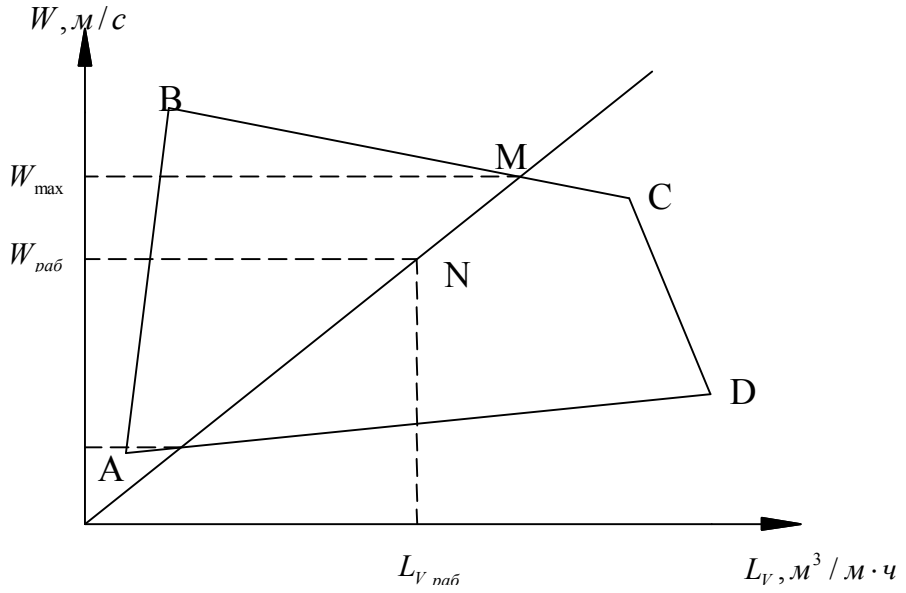


Рис. 1.2.5. Область устойчивой работы тарелки с переливными устройствами

Таблица 1.2.2

Усредненные данные по величинам рабочего диапазона нагрузок

Тип тарелки	Диапазон рабочих нагрузок
Колпачковая	4-5
Клапанная	4-6
Провальная	2

Линия ОМ, соединяющая рабочую точку N с началом координат, называется рабочей линией процесса. Пересечение рабочей линии с прямыми, ограничивающими область устойчивой работы тарелки, позволяет определить максимальную и минимальную допустимую скорость газа в колонне.

Для контактных тарелок без переливных устройств минимальной допустимой скоростью газа является скорость газа, при которой начинается накопление жидкости на тарелке, максимально допустимой скоростью является скорость захлебывания.

В табл. 1.2.2 приведены усредненные данные по величине рабочего диапазона нагрузок для тарелок некоторых типов.

2.3. ГИДРОДИНАМИЧЕСКИЕ РЕЖИМЫ РАБОТЫ ТАРЕЛОК

Основное влияние на эффективность тарелок любых конструкций оказывают гидродинамические условия их работы. Эти условия в значительной мере зависят от скорости газа, плотности орошения и физических свойств фаз. В зависимости от скорости газа различают три основных гидродинамических режима работы тарельчатых аппаратов: пузырьковый, пенный и струйный. Эти режимы различаются структурой газожидкостного слоя на тарелке.

Пузырьковый (барботажный) режим возникает при небольших скоростях газа, когда в виде отдельных пузырьков газ движется через слой жидкости. В этом режиме поверхность контакта фаз невелика.

Пенный режим возникает при увеличении скорости газа, когда пузырьки сливаются в струи, которые вследствие сопротивления барботажного слоя на некотором расстоянии от места истечения разрушаются с образованием большого числа мелких пузырьков. При этом на тарелке образуется газожидкостная система – пена, которая является нестабильной и мгновенно разрушается при прекращении подачи газа. Поверхность контакта фаз при пенном режиме работы тарельчатого аппарата достигает своего максимального значения.

Струйный режим возникает при дальнейшем увеличении скорости газа, когда увеличивается длина газовых струй и наступает такой

режим, при котором они выходят из газожидкостного слоя не разрушаясь. При этом поверхность контакта фаз резко уменьшается.

Поверхность контакта фаз на тарелке зависит от числа отверстий и прорезей, через которые поступает газ в слой жидкости.

Для тарельчатых колонн с переливными устройствами характерна гидродинамическая неравномерность по длине тарелки, которая является следствием гидравлического сопротивления движению жидкости по длине тарелки. Эта неравномерность объясняется тем, что при движении жидкости по тарелке возникает гидравлический градиент. Такое явление приводит к неравномерному распределению газа по площади тарелки: большая часть газа движется через часть тарелки, прилегающей к сливному порогу, где уровень жидкости ниже. Особенно это заметно на тарелках больших диаметров.

Гидродинамические режимы работы провальных тарелок специфичны тем, что нормальная работа тарелки возможна только после достижения определенной скорости газа. При низких скоростях газа жидкость на тарелке не задерживается, так как мала сила трения на поверхности контакта газа и жидкости.

2.4. ВЫБОР ТИПА ТАРЕЛКИ

Существование большого числа типов тарелок и постоянное появление новых типов затрудняет выбор оптимальной конструкции.

Основными показателями при выборе типа тарелки являются ее эффективность, производительность, диапазон устойчивой работы и гидравлическое сопротивление. Кроме того, надо учитывать и другие факторы: величину брызгоуноса и необходимое расстояние между тарелками, расход металла и стоимость тарелки, простоту изготовления, возможность отвода тепла, стойкость к коррозии и др.

Предварительный выбор типа тарелки можно осуществить по табл. 1.2.3, составленной Ю.И. Дытнерским [3].

Таблица 1.2.3

Сравнительная характеристика тарелок

№	Показатель	Тип тарелки					
		Колпачковая с круглыми колпачками	Колпачковая с прямоугольными колпачками	Ситчатая	Клапанная с круглыми клапанами	Клапанная с прямоугольными клапанами	Провальная
1	2	3	4	5	6	7	8
1	Нагрузки по жидкости и газу большие	2	1	4	4	4	4
	малые	3	3	2	5	5	2
2	Большая область устойчивой работы	4	3	3	5	5	1
3	Малое гидравлическое сопротивление	0	0	3	3	2	4
4	Малый брызгоунос	1	1	3	3	4	4
5	Малый запас жидкости	0	0	3	3	3	4
6	Малое расстояние между тарелками	3	2	4	4	4	5
7	Большая эффективность	4	3	4	5	4	4
8	Большая интенсивность	2	1	4	4	4	4
9	Реагирование на изменение нагрузок по жидкости и газу	3	2	3	5	5	1
10	Малые капитальные затраты	2	1	4	4	3	5
11	Малый расход металла	2	2	4	4	4	5
12	Легкость монтажа	1	1	4	4	4	5
13	Легкость ремонта	2	1	3	3	3	5

Окончание табл. 1.2.3

1	2	3	4	5	6	7	8
14	Возможность обработки жидкости с примесями твердых частиц	1	0	1	1	1	4
15	Легкость пуска и остановки	4	4	2	4	5	2
16	Возможность отвода тепла	1	1	3	2	2	3
17	Возможность использования в агрессивных средах	2	1	3	2	2	4

В таблице соответствие каждой тарелки тому или иному показателю оценено по шкале: 0 – не пригодна; 1 – сомнительно пригодна; 2 – пригодна; 3 – весьма пригодна; 4 – хорошо пригодна; 5 – отлично пригодна

При выборе тарелки должны учитываться лишь важнейшие для данного конкретного случая показатели. Тарелки, для которых одному из предъявляемых требований соответствует балл ноль, отвергаются; для остальных тарелок баллы суммируются по всем выдвинутым показателям. Самой пригодной можно считать тарелку, для которой сумма балов наибольшая. Для окончательного выбора надо рассмотреть оценки по отдельным показателям, обращая особое внимание на баллы 1 и 5. Окончательное решение обычно является компромиссным между желательными и нежелательными характеристиками. При этом учитывают и такие факторы, как промышленный опыт эксплуатации, возможность быстрого изготовления и т.д.

2.5. ГИДРОДИНАМИКА ТАРЕЛОК С ПЕРЕЛИВНЫМИ УСТРОЙСТВАМИ

Целью гидравлического расчета тарелок является определение основных конструктивных параметров тарелок, а также проверка принятой конструкции по основным рабочим характеристикам.

2.5.1. ОПРЕДЕЛЕНИЕ МАКСИМАЛЬНОЙ СКОРОСТИ ГАЗА В КОЛОННЕ

Максимальная скорость газа в колонне ограничивается обычно допустимой величиной уноса жидкости на верхнюю тарелку. Для тарелок с переливными устройствами максимальную скорость можно определить по выражению:

$$w_{\max} = 8.47 \cdot 10^{-5} C_{\max} \sqrt{\frac{\rho_{ж} - \rho_{п}}{\rho_{п}}}, \qquad (1.2.1)$$

где $\rho_{ж}$ – плотность жидкости, кг/м^3;

$\rho_{п}$ – плотность газа, кг/м^3.

Для вычисления эмпирического коэффициента $C_{\max}$ используют выражение:

$$C_{\max} = K \cdot C_1 - 4(\lambda - 35), \qquad (1.2.2)$$

где K – коэффициент, для колпачковых тарелок равный 0,8, а для клапанных – 1,15;

C_1 – коэффициент, зависящий от расстояния между тарелками (см. табл. 1.2.4).

Величина λ, учитывающая влияние нагрузки по жидкости на производительность колонны по газу, определяется по уравнению:

$$\lambda = 0.655 \frac{Q_{ж}}{p} \sqrt{\frac{K \cdot C_1}{Q_{г}} \sqrt{\frac{\rho_{ж} - \rho_{п}}{\rho_{п}}}}, \qquad (1.2.3)$$

где $Q_{ж}$ – объемный расход жидкости, м^3/ч;

$Q_{г}$ – объемный расход газа, м^3/ч;

p – число потоков.

Величина λ, не должна превышать значение 65. Если же пороговое значение превышено, необходимо увеличить число потоков на тарелке.

Таблица 1.2.4

Зависимость коэффициента C_1 от расстояния между тарелками

Расстояние, м	0,3	0,35	0,4	0,45	0,5	0,6	0,7	0,8	0,9
Коэффициент C_1	275	400	500	600	675	750	830	890	940

2.5.2. ОПРЕДЕЛЕНИЕ ДИАМЕТРА КОЛОННЫ

Диаметр колонны, оснащенной тарелками с переливными устройствами, может быть рассчитан по выражению:

$$D = \sqrt{\frac{Q_г}{900 \cdot \pi \cdot w_{\max}}}. \qquad (1.2.4)$$

Полученное значение диаметра округляется до ближайшей величины нормального ряда принятых диаметров (см. Приложение 1) [8].

После уточнения диаметра, определяют параметры тарелки (см. табл. 1.2.5-1.2.6) и рассчитывают скорость газа в полном сечении колонны:

$$w = \frac{Q_г}{900 \cdot \pi \cdot D^2}. \qquad (1.2.5)$$

Таблица 1.2.5

Характеристика колпачковых тарелок

Диаметр, мм	Свободное сечение колонны, м^2	Периметр слива, мм	Относительное рабочее сечение тарелки, %	Относительное сечение перелива, %	Число рядов колпачков на один поток, шт	Количество колпачков, шт	Диаметр колпачка, мм
1	2	3	4	5	6	7	8
Однопоточные тарелки							
400	0,13	323	6,2	3,3	2	7	60
600	0,28	460	9,3	4,3	3	13	80
800	0,51	590	9,2	4,3	4	24	80
1000	0,78	685	10,6	8,1	6	43	80

Окончание табл. 1.2.5

1	2	3	4	5	6	7	8
1200	1,13	825	11,4	8,2	6	39	100
1400	1,54	1100	10,6	13,1	7	49	100
1600	2,01	1260	10,9	13,4	8	66	100
1800	2,55	1420	10,9	13,4	9	84	100
2000	3,14	1455	12,4	10,0	10	117	100
2200	3,80	1615	12,4	10,2	11	142	100
2400	4,52	1775	12,3	10,6	12	168	100
2600	5,30	2040	11,8	13,3	12	190	100
2800	6,16	2075	12,5	10,8	14	232	100
3000	7,06	2340	12,0	12,9	14	256	100
3200	8,04	2590	11,1	14,9	14	268	100
3400	9,06	2595	14,4	12,0	12	180	150
3600	10,18	2850	11,2	13,7	12	190	150
3800	11,33	3100	13,1	15,3	12	204	150
4000	12,56	3205	13,5	14,3	13	234	150
Двухпоточные тарелки							
1400	1,54	1932	8,70	13,70	3	60	80
1600	2,01	2220	8,91	12,89	4	54	100
1800	2,54	2304	9,92	10,91	6	76	100
2000	3,14	2792	9,30	12,87	7	88	100
2200	3,80	2790	10,44	11,21	8	120	100
2400	4,52	2824	11,45	9,82	9	156	100
2600	5,31	3368	11,00	10,96	11	175	100
2800	6,16	3412	11,63	10,21	13	216	100
3200	8,04	4446	12,13	13,23	13	132	150
3600	10,18	4896	12,95	12,50	15	178	150
4000	12,57	5188	13,64	12,12	16	220	150
4500	15,90	5268	13,76	11,70	17	296	150
5000	19,64	5840	14,23	12,05	18	376	150

Таблица 1.2.6

Характеристика клапанных тарелок

Диаметр, мм	Свободное сечение колонны, $м^2$	Периметр слива, мм	Относительное рабочее сечение тарелки, %	Относительное сечение перелива, %	Число рядов клапанов на один поток, шт	Количество клапанов, шт
1	2	3	4	5	6	7
Однопоточные тарелки						
1000	0,78	840	7,76	17,95	6	48
1200	1,13	970	10,50	15,04	9	94
1400	1,54	1120	11,42	14,29	12	140
1600	2,01	1260	13,30	13,43	15	212
1800	2,55	1430	13,20	14,12	17	268
2000	3,14	1600	13,70	14,33	19	342
2200	3,80	1740	14,30	13,68	22	432
2400	4,52	1920	14,60	14,60	24	524
2600	5,30	2050	14,80	13,96	27	630
2800	6,16	2230	14,65	14,12	29	748
3000	7,06	2400	14,95	14,59	31	838
3200	8,04	2540	15,34	14,18	34	982
3400	9,06	2720	15,34	14,57	36	1112
3600	10,18	2850	15,93	13,75	39	1290
3800	11,33	3030	15,80	14,21	41	1424
4000	12,56	3200	15,89	14,49	43	1590
Двухпоточные тарелки						
1400	1,54	1880	6,30	14,29	3	78
1600	2,01	2240	7,24	16,42	4	116
1800	2,55	2400	8,09	14,90	6	164
2000	3,14	2640	8,95	14,65	7	224
2200	3,80	3020	9,12	13,95	8	276
2400	4,52	3300	9,56	15,27	9	344
2600	5,30	3460	11,40	14,34	11	480
2800	6,15	3600	12,32	13,17	13	604

Окончание табл. 1.2.6

1	2	3	4	5	6	7
3000	7,07	4080	11,68	14,57	13	656
3200	8,04	4220	12,35	13,93	15	786
3400	9,08	4520	12,30	14,54	16	890
3600	10,18	4760	12,75	14,05	17	1032
3800	11,34	5140	12,80	14,90	18	1148
4000	12,57	5280	13,40	14,24	20	1336
4500	15,90	6060	13,83	14,09	23	1752
5000	19,64	6440	15,22	12,63	28	2372
5500	23,75	7160	16,19	12,72	31	3052
6000	28,27	7660	16,32	11,74	35	3676
6400	32,17	8140	14,20	12,00	38	4152
7000	38,48	8760	14,85	10,60	40	4552
8000	50,27	9860	15,80	10,13	48	6340

2.5.3. ОПРЕДЕЛЕНИЕ МИНИМАЛЬНО ДОПУСТИМОЙ СКОРОСТИ ГАЗА

Определение минимально допустимой скорости газа начинают с расчета фактора скорости F_s, нагрузки жидкости на единицу длины периметра слива L_v и исходной глубины барботажа h_9:

$$F_s = w\sqrt{\rho_n}\,; \tag{1.2.6}$$

$$L_v = \frac{Q_{ж}}{3600 \cdot B \cdot p}\,; \tag{1.2.7}$$

$$h_9 = \begin{cases} 0.030, & P \le 0.025, \\ 0.050, & 0.025 < P \le 0.3, \\ 0.075, & 0.3 < P \le 0.65, \\ 0.100, & P > 0.65, \end{cases} \tag{1.2.8}$$

где B – периметр слива, м;

P – абсолютное давление в колонне, МПа.

Для колпачковых тарелок дополнительно выбирают высоту прорезей колпачка:

$$h_3 = \begin{cases} 0.015, & D < 3.4, \\ 0.020, & D \geq 3.4. \end{cases} \tag{1.2.9}$$

Полученные величины используются для вычисления подпора над сливным порогом h_1, высоты газожидкостного слоя на тарелке h_2 и высоты сливного порога h_7:

$$h_1 = K \cdot L_v^{2/3}; \tag{1.2.10}$$

$$h_2 = \begin{cases} h_9 \dfrac{1000}{\rho_{ж}} + h_3, & \text{для колпачковых тарелок} \\ h_9 \dfrac{1000}{\rho_{ж}}, & \text{для клапанных тарелок} \end{cases} \tag{1.2.11}$$

$$h_7 = \begin{cases} 0.02, & h_1 - h_2 < 0.02, \\ h_1 - h_2, & h_1 - h_2 \geq 0.02, \end{cases} \tag{1.2.12}$$

где K – коэффициент, для колпачковых тарелок равный 1,44, а для клапанных – 0,667.

После чего приступают к определению минимальной скорости в свободном сечении клапана (колпачка). Для клапанной тарелки используется выражение:

$$w_{k\,\min} = 1.77 \cdot h_7^{0.35} \cdot i_1^{0.3} \cdot \sqrt{\frac{\rho_{ж}}{\rho_n}}, \tag{1.2.13}$$

где i_1 – нагрузка по жидкости на единицу площади тарелки, м/с, определяемая по уравнению:

$$i_1 = \frac{Q_{ж}}{900\pi D^2 \left(1 - \dfrac{p \cdot f_k}{100}\right)}, \tag{1.2.14}$$

где f_k – относительное сечение перелива, %.

Для определения минимальной скорости в свободном сечении колпачка необходимо рассчитать градиент уровня жидкости на тарелке и динамическую глубину барботажа:

$$\Delta = 0.004n(2.2 - F_s)\cdot(36L_v)^{8h_7}, \qquad (1.2.15)$$

$$h_6 = \left(h_7 + h_1 + \frac{\Delta}{2} - \frac{h_3}{2}\right)\cdot\frac{\rho_{ж}}{1000}, \qquad (1.2.16)$$

где n – число рядов клапанов на один поток, шт.

Затем рассчитывают минимальную скорость в свободном сечении колпачка:

$$w_{k\,\min} = \frac{B_2 - 17\left(1 - 1.1L_v^{0.2}\right)}{\sqrt{\rho_n}}, \qquad (1.2.17)$$

где B_2 – комплекс, определяемый уравнением:

$$B_2 = 21.03 + 1.626\cdot\ln(h_6) - 1.85\cdot10^{-11}\cdot h_6^{-5.65}\cdot e^{90.33h_6}. \qquad (1.2.18)$$

По значению минимальной скорости в свободном сечении клапана (колпачка) можно вычислить минимально допустимую скорость газа:

$$w_{\min} = \frac{w_{k\,\min}\cdot f_5}{100}, \qquad (1.2.19)$$

где f_5 – относительное рабочее сечение тарелки, %.

Полученное значение скорости должно быть меньше скорости газа в полном сечении колонны.

2.5.4. РАСЧЕТ ГИДРАВЛИЧЕСКОГО СОПРОТИВЛЕНИЯ ТАРЕЛКИ

Гидравлическое сопротивление тарелок (в Па) с переливами в общем виде можно определить по выражению:

$$\Delta P = 5000\cdot\xi\cdot\left(\frac{F_s}{f_5}\right)^2 + 9810\cdot\beta\cdot h_6, \qquad (1.2.20)$$

где ξ – коэффициент гидравлического сопротивления,

β – фактор аэрации.

Фактор аэрации рассчитывается следующим образом:

$$\beta = \frac{0.1}{\frac{30 \cdot w}{f_5} + 4} + \frac{0.253}{\sqrt[4]{h_6}}, \qquad (1.2.21)$$

а коэффициент гидравлического сопротивления зависит от типа тарелки. Для клапанных тарелок он равен 4,7, а для колпачковых – приведен в табл. 1.2.7.

Таблица 1.2.7

Коэффициент гидравлического сопротивления колпачковых тарелок

Диаметр колонны, мм	Высота прорезей колпачка, мм	
	15	20
400	4,3	3,5
От 600 до 1000	6,5	5,5
От 1200 до 3200	7	6,2
Свыше 3400	-	7,5

2.5.5. РАСЧЕТ ВЫСОТЫ СЕПАРАЦИОННОГО ПРОСТРАНСТВА

Высота сепарационного пространства (в метрах) может быть определена следующим образом:

– для колпачковых тарелок:

$$H_c = H - \frac{2.5h_6}{K_5} - 0.075; \qquad (1.2.22)$$

– для клапанных тарелок:

$$H_c = H - \frac{2.5h_6}{K_5}. \qquad (1.2.23)$$

В этих уравнениях:

H – расстояние между тарелками в метрах;

K_5 – коэффициент вспениваемости жидкости.

Значения коэффициента вспениваемости жидкости приведены в табл. 1.2.8.

Если высота сепарационного пространства меньше 20 мм, то необходимо увеличить расстояние между тарелками.

Таблица 1.2.8

Значения коэффициента вспениваемости жидкости

Наименование системы	Наименование процесса	Значение коэффициента вспениваемости
Не пенящиеся	Ректификация нефти, газообразных углеводородов кроме метана и этана	1,00
Слабо пенящиеся	Фторсодержащие системы (фреон)	0,90
Умеренно пенящиеся	Атмосферная переработка нефти, углеводородные абсорбенты, аминовые и гликолевые регенераторы	0,85
Сильно пенящиеся	Вакуумная перегонка мазута, аминовые и гликолевые абсорберы, глицерин, деметанизаторы	0,75
Очень сильно пенящиеся	Разделение метилэтилкетонов	0,60
Стойкая пена	Очистка средств протравки, моющих средств	0,15

2.5.6. РАСЧЕТ УНОСА ЖИДКОСТИ

Унос жидкости (кг унесенной жидкости/кг жидкости) рассчитывается по выражению:

$$e = \frac{K}{\sigma} \cdot \left(\frac{w}{H_c} \right)^{3.2}, \qquad (1.2.24)$$

где K – коэффициент, для колпачковых тарелок равный 0,0115, а для клапанных – 0,0057;

σ – коэффициент поверхностного натяжнения, мН/м.

Величина уноса жидкости не должна превышать 0,1 кг/кг. Если это условие не выполняется, необходимо увеличить расстояние между тарелками.

2.5.7. РАСЧЕТ СКОРОСТИ ЖИДКОСТИ В ПЕРЕЛИВЕ

Скорость жидкости в переливе определяется по выражению:

$$u = \frac{0.111 \cdot Q_{ж}}{\pi D^2 \cdot p \cdot f_k}. \qquad (1.2.25)$$

Полученное значение скорости жидкости в переливе не должно превышать максимально допустимой скорости, которую можно вычислить, используя следующее уравнение:

$$u_{д} = 0.008 \cdot K_5 \cdot \sqrt{H(\rho_{ж} - \rho_{п})}. \qquad (1.2.26)$$

Если условие работоспособности перелива не выполняется, то необходимо увеличить расстояние между тарелками.

2.6. ГИДРОДИНАМИКА РЕШЕТЧАТЫХ ТАРЕЛОК ПРОВАЛЬНОГО ТИПА

Провальные тарелки устанавливаются в колоннах с цельносварным корпусом диаметром от 1000 до 3000 мм с интервалом через 200 мм. Расстояние между тарелками 600; 700; 800 и 900 мм.

Основным элементом тарелки является перфорированный лист со щелевыми отверстиями (рис. 1.2.6), характеристики которого приведены в табл. 1.2.9. Поскольку тарелка работает без переливных устройств, то ее рабочая площадь практически равна площади сечения колонны.

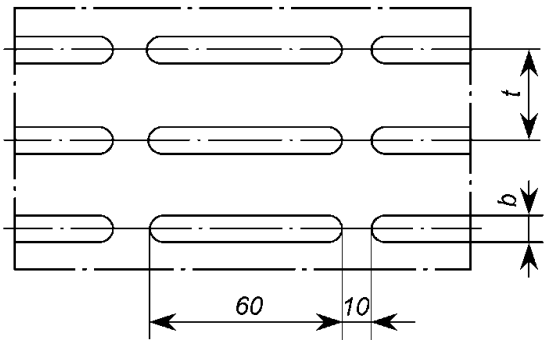


Рис. 1.2.6. Вид перфорации решетчатой тарелки

Таблица 1.2.9

Относительное свободное сечение решетчатых тарелок

Толщина тарелки, м	Ширина щели, м	Относительное свободное сечение при различном шаге расположения щелей (м)									
		0,008	0,010	0,012	0,014	0,016	0,018	0,020	0,022	0,024	0,028
0,002	0,004	0,27	0,21	0,18	0,16	0,14	0,12	0,11	0,10	0,09	–
0,004	0,006	-	0,31	0,27	0,23	0,20	0,18	0,16	0,15	0,13	0,12

2.6.1. РАСЧЕТ ДИАМЕТР КОЛОННЫ С РЕШЕТЧАТЫМИ ТАРЕЛКАМИ

Определение диаметра колонны с провальными тарелками начинается с выбора основных конструктивных размеров, а именно:

– толщины тарелки δ;

– ширины щели b;

– относительного свободного сечения тарелки f_0.

После чего определяют оптимальную скорость газа. Для этого необходимо рассчитать:

– коэффициент сопротивления сухой тарелки:

$$\xi = 1.75(1 - f_0)^2 \left(\frac{b}{\delta}\right)^{0.2}; \qquad (1.2.27)$$

– коэффициент интенсивности пенообразования на тарелке:

$$\beta = 1.11 \left(\frac{\rho_п}{\rho_ж}\right)^{0.118}; \qquad (1.2.28)$$

– долю свободного сечения решетчатой тарелки, занятой стекающей жидкостью:

$$\tau = \frac{\sqrt[3]{\left(\frac{L}{G}\right)^2 \cdot \frac{\rho_п}{0.385\xi\rho_ж}}}{1+\sqrt[3]{\left(\frac{L}{G}\right)^2 \cdot \frac{\rho_п}{0.385\xi\rho_ж}}}, \qquad (1.2.29)$$

где L – расход жидкости, кг/ч;

G – расход газа, кг/ч.

Оптимальная скорость газа определяется по выражению:

$$w = \sqrt{\left(30 - \frac{\beta}{1-\beta}\cdot\frac{2\sigma}{gb}\right)\cdot\frac{2gf_0^2(1-\tau)^3}{\xi\rho_п}\cdot\frac{1-\beta}{\beta}}, \qquad (1.2.30)$$

где σ – коэффициент поверхностного натяжения, Н/м.

Диаметр колонны может быть рассчитан по выражению:

$$D = \sqrt{\frac{Q_г}{900\cdot\pi\cdot w}}. \qquad (1.2.31)$$

Полученное значение диаметра округляется до ближайшей величины нормального ряда принятых диаметров (см. Приложение 1).

2.6.2. ОПРЕДЕЛЕНИЕ МАКСИМАЛЬНО И МИНИМАЛЬНО ДОПУСТИМЫХ СКОРОСТЕЙ ГАЗА

Минимально допустимая скорость газа рассчитывается по выражению:

$$w_{\min} = \sqrt{\left(10 - \frac{\beta}{1-\beta}\cdot\frac{2\sigma}{gb}\right)\cdot\frac{2gf_0^2(1-\tau)^3}{\xi\rho_п}\cdot\frac{1-\beta}{\beta}}. \qquad (1.2.32)$$

В свою очередь, максимально допустимая скорость газа в колонне с провальными тарелками определяется по уравнению:

$$w_{\max} = 0.118Q_п^{0,111}\frac{f_0^{0.89}\left(\frac{\rho_ж}{\rho_п}\right)^{0.604}}{b^{0.111}\left(0.77\frac{L}{G}+1\right)^{0.445}}. \qquad (1.2.33)$$

Скорость газа, полученная по выражению (1.2.30), должна находиться в диапазоне скоростей ограниченным максимально и мини-

мально допустимыми скоростями газа. Если это условие не выполняется необходимо изменить размеры выбранной тарелки.

2.6.3. РАСЧЕТ ГИДРАВЛИЧЕСКОГО СОПРОТИВЛЕНИЯ ТАРЕЛКИ

Гидравлическое сопротивление провальной решетчатой тарелки (в Па) можно определить по выражению:

$$\Delta P = \xi \frac{w^2 \rho_n}{2 f_0^2} \cdot \frac{1-\tau(1-\beta)}{(1-\beta)\cdot(1-\tau)^3} + \frac{2\sigma}{b(1-\beta)}. \qquad (1.2.34)$$

2.6.4. ВЫБОР РАССТОЯНИЯ МЕЖДУ ТАРЕЛКАМИ

Для нормальной работы решетчатых тарелок межтарелочное расстояние H должно быть больше суммы высот слоя пены на тарелке H_n и сепарационного пространства H_c, необходимого для отделения капель и брызг, уносимых газовым потоком.

Высота слоя пены (в мм) рассчитывается по выражению:

$$H_n = \frac{5\beta}{1-\beta}\left(\xi \frac{w_{\max}^2 \rho_n}{f_0^2 (1-\tau)^3 \cdot 2g} + \frac{2\sigma}{gb}\right), \qquad (1.2.35)$$

а высота сепарационного пространства:

$$H_c = 2.14 \cdot 10^3 w_{\max} \left(\frac{\rho_n}{\rho_ж}\right)^{0.5}. \qquad (1.2.36)$$

2.6.5. РАСЧЕТ УНОСА ЖИДКОСТИ

Унос жидкости на решетчатых тарелках несколько ниже, чем на тарелках с переливами, из-за сепарирующего действия стекающей с вышележащей тарелке жидкости. Величину уноса жидкости (кг унесенной жидкости/кг жидкости) можно рассчитать по выражению:

$$e = 0.00014\left(\frac{wm}{H_c}\right)^{2.56}, \qquad (1.2.37)$$

где m – коэффициент, учитывающий физические свойства системы, определяемый выражением:

$$m = 8.52 \cdot 10^{-4} \left(\frac{\sigma}{\rho_п} \right)^{0.295} \left(\frac{\rho_ж - \rho_п}{\mu_п} \right)^{0.425}, \qquad (1.2.38)$$

где $\mu_п$ – коэффициент кинематической вязкости газа, Па·с.

2.7. ПРИМЕРЫ РАСЧЕТА ТАРЕЛОК

2.7.1. ПРИМЕР РАСЧЕТА ТАРЕЛКИ С ПЕРЕЛИВНЫМИ УСТРОЙСТВАМИ

Для колонны вторичной перегонки определить диаметр и параметры работы колпачковой тарелки по следующим данным:

– расход газа – 10700 м^3/ч;

– расход жидкости – 34 м^3/ч;

– плотность газа – 3,58 кг/м^3;

– плотность жидкости – 620 кг/м^3;

– коэффициент поверхностного натяжнения – 8,5 мН/м;

– давление в колонне – 0,7 МПа.

Решение. Зададимся расстоянием между тарелками равным 600 мм. Тогда для этого типа тарелок фактор нагрузки будет равен:

$$\lambda = 0.655 \frac{34}{1} \sqrt{\frac{0.8 \cdot 750}{10700} \sqrt{\frac{620 - 3.58}{3.58}}} = 19.1.$$

По уравнению (1.2.2) определяем величину $C_{\max}$:

$$C_{\max} = 0.8 \cdot 750 - 4(19.1 - 35) = 663.6.$$

Предварительные расчеты позволяют определить максимальную скорость и диаметр колонны:

$$w_{\max} = 8.47 \cdot 10^{-5} \cdot 663.6 \sqrt{\frac{620 - 3.58}{3.58}} = 0.736 \text{ м/с},$$

$$D = \sqrt{\frac{10700}{900 \cdot \pi \cdot 0.736}} = 2.268 \text{ м}.$$

Полученное значение диаметра округляется до ближайшей величины нормального ряда принятых диаметров, то есть:

$$D = 2.4 \text{ м}.$$

Для этого диаметра колпачковая тарелка имеет следующие характеристики:

– свободное сечение колонны – 4,52 м^2;

– периметр слива – 1775 мм;

– относительное рабочее сечение тарелки – 12,3%;

– относительное сечение перелива – 10,6%;

– число рядов колпачков на один поток – 12шт;

– количество колпачков – 168шт;

– диаметр колпачка – 100мм.

После уточнения диаметра, рассчитаем скорость газа в полном сечении колонны:

$$w = \frac{10700}{900 \cdot \pi \cdot 2.4^2} = 0.657\,\text{м/с}.$$

Для определения минимально допустимой скорости газа вычислим фактор скорости F_s, нагрузку жидкости на единицу длины периметра слива L_v и исходную глубину барботажа h_9:

$$F_s = 0.657\sqrt{3.58} = 1.243\ \text{Па}^{0,5},$$

$$L_v = \frac{34}{3600 \cdot 1.775} = 0.00532\ \text{м}^2/\text{с},$$

$$h_9 = 0.1\ \text{м}.$$

Для полученного диаметра колонны высота прорезей колпачка составит:

$$h_3 = 0.015\ \text{м}.$$

Рассчитаем величины подпора над сливным порогом h_1, высоты газожидкостного слоя на тарелке h_2 и высоты сливного порога h_7:

$$h_1 = 1.44 \cdot 0.00532^{2/3} = 0.0439\text{м};$$

$$h_2 = 0.1\frac{1000}{620} + 0.015 = 0.176\,\text{м};$$

$$h_7 = 0.02\,\text{м}.$$

Рассчитаем градиент уровня жидкости на тарелке и динамическую глубину барботажа:

$$\Delta = 0.004 \cdot 12 \cdot (2.2 - 1.234) \cdot (36 \cdot 0.00532)^{8 \cdot 0.02} = 0.0356\,\text{м};$$

$$h_6 = \left(0.02 + 0.0439 + \frac{0.0356}{2} - \frac{0.015}{2}\right) \cdot \frac{620}{1000} = 0.046\,\text{м}.$$

Затем рассчитаем минимальную скорость в свободном сечении колпачка:

$$B_2 = 21.03 + 1.626 \cdot \ln(0.046) - 1.85 \cdot 10^{-11} \cdot 0.046^{-5.65} \cdot e^{90.33 \cdot 0.046} = 15.981,$$

$$w_{k\,\min} = \frac{15.981 - 17\left(1 - 1.1 \cdot 0.00532^{0.2}\right)}{\sqrt{3.58}} = 2.929\,\text{м/с}.$$

По значению минимальной скорости в свободном сечении колпачка определяем минимально допустимую скорость газа:

$$w_{\min} = \frac{2.929 \cdot 12.3}{100} = 0.36\,\text{м/с}.$$

Полученное значение скорости меньше скорости газа в полном сечении колонны.

Для определения гидравлического сопротивления тарелки вычислим фактор аэрации:

$$\beta = \frac{0.1}{\dfrac{30 \cdot 0.657}{12.3} + 4} + \frac{0.253}{\sqrt[4]{0.046}} = 0.609.$$

Учитывая, что коэффициент гидравлического сопротивления для выбранной тарелки равен 7, гидравлическое сопротивление колпачковой тарелки с переливами будет равно:

$$\Delta P = 5000 \cdot 7 \cdot \left(\frac{1.243}{12.3}\right)^2 + 9810 \cdot 0.609 \cdot 0.046 = 632.25\,\text{Па}.$$

Высота сепарационного пространства определяется следующим образом.

Для вторичной перегонки коэффициент вспениваемости равен 1. Тогда,

$$H_c = 0.6 - \frac{2.5 \cdot 0.046}{1.00} - 0.075 = 0.41\text{м}.$$

Высота сепарационного пространства больше 20 мм, следовательно, расстояние между тарелками выбрано верно.

Унос жидкости рассчитаем по выражению (1.2.34):

$$e = \frac{0.0115}{8.5} \cdot \left(\frac{0.657}{0.41} \right)^{3.2} = 0.0061 \text{ кг/кг.}$$

Величина уноса жидкости не превышает 0,1 кг/кг.

Скорость жидкости в переливе определяется по выражению (1.2.25):

$$u = \frac{0.111 \cdot 34}{\pi 2.4^2 \cdot 1 \cdot 10.6} = 0.0197 \text{ м/с,}$$

а максимально допустимая скорость:

$$u_д = 0.008 \cdot 1 \cdot \sqrt{0.6(620 - 3.58)} = 0.154 \text{ м/с.}$$

Так как скорость в переливе меньше максимально допустимой, то условие работоспособности перелива выполняется.

2.7.2. ПРИМЕР РАСЧЕТА РЕШЕТЧАТОЙ ТАРЕЛКИ

Для абсорбера определить диаметр и параметры работы решетчатой тарелки по следующим данным:

– расход газа – 36500 кг/ч;

– расход жидкости – 81760 кг/ч;

– плотность газа – 18 кг/м^3;

– плотность жидкости – 820 кг/м^3;

– коэффициент поверхностного натяжения – 2,4 мН/м;

– коэффициент динамической вязкости газа – 1,4 мкПа·с;

– давление в колонне – 1,35 МПа.

Решение. Зададимся расстоянием между тарелками (400 мм) и параметрами решетчатой тарелки:

– толщина тарелки – 0,002 м;

– ширина щели – 0,004 м;

– шаг расположения щелей – 0,014 м;

– относительное свободное сечение – 0,16.

После чего определим:

– коэффициент сопротивления сухой тарелки:

$$\xi = 1.75(1-0.16)^2\left(\frac{0.004}{0.002}\right)^{0.2} = 1.418;$$

– коэффициент интенсивности пенообразования на тарелке:

$$\beta = 1.11\left(\frac{18}{820}\right)^{0.118} = 0.707;$$

– долю свободного сечения решетчатой тарелки, занятой стекающей жидкостью:

$$\tau = \frac{\sqrt[3]{\left(\frac{81760}{36500}\right)^2 \cdot \frac{18}{0.385 \cdot 1.418 \cdot 820}}}{1+\sqrt[3]{\left(\frac{81760}{36500}\right)^2 \cdot \frac{18}{0.385 \cdot 1.418 \cdot 820}}} = 0.37.$$

Оптимальная скорость газа определяется по выражению (1.2.30):

$$w = \sqrt{\left(30 - \frac{0.707}{1-0.707} \cdot \frac{2 \cdot 0.0024}{9.81 \cdot 0.004}\right) \cdot \frac{2 \cdot 9.81 \cdot 0.16^2 (1-0.37)^3}{1.418 \cdot 18} \cdot \frac{1-0.707}{0.707}};$$

$$w = 0.246 \text{ м/с}.$$

Диаметр колонны в этом случае равен:

$$D = \sqrt{\frac{36500}{900 \cdot \pi \cdot 0.246 \cdot 18}} = 1.7 \text{ м}.$$

Полученное значение диаметра округляется до ближайшей величины нормального ряда принятых диаметров:

$$D = 1.8 \text{ м}.$$

Минимально допустимая скорость газа рассчитаем по выражению (1.2.32):

$$w_{\min} = \sqrt{\left(10 - \frac{0.707}{1-0.707} \cdot \frac{2 \cdot 0.0024}{9.81 \cdot 0.004}\right) \cdot \frac{2 \cdot 9.81 \cdot 0.16^2 (1-0.37)^3}{1.418 \cdot 18} \cdot \frac{1-0.707}{0.707}};$$

$$w_{\min} = 0.141 \text{ м/с}.$$

В свою очередь, максимально допустимая скорость газа в колонне будет равна:

$$w_{\max} = 0.118\left(\frac{36500}{3600\cdot 18}\right)^{0,111} \frac{0.16^{0.89}\left(\frac{820}{18}\right)^{0.604}}{0.004^{0.111}\left(0.77\frac{81760}{36500}+1\right)^{0.445}} = 0.257 \text{ м/с.}$$

Скорость газа, полученная по выражению (1.2.30), находиться в диапазоне скоростей ограниченным максимально и минимально

Гидравлическое сопротивление решетчатой тарелки определяется по выражению (1.2.34):

$$\Delta P = 1.418\frac{0.246^2\cdot 18}{2\cdot 0.16^2}\cdot\frac{1-0.37(1-0.707)}{(1-0.707)\cdot(1-0.37)^3}+\frac{2\cdot 0.0024}{0.004(1-0.707)};$$

$$\Delta P = 371.23\,\text{Па}.$$

Проверка правильности выбранного расстояния между тарелками начинается с расчета высот слоя пены на тарелке H_n и сепарационного пространства H_c:

– высота слоя пены:

$$H_n = \frac{5\cdot 0.707}{1-0.707}\left(1.418\frac{0.257^2\cdot 18}{0.16^2(1-0.37)^3\cdot 2\cdot 9.81}+\frac{2\cdot 0.0024}{9.81\cdot 0.004}\right) = 163.4\,\text{мм},$$

– высота сепарационного пространства:

$$H_c = 2.14\cdot 10^3\cdot 0.257\left(\frac{18}{820}\right)^{0.5} = 81.49\,\text{мм}.$$

Сумма высоты слоя пены и высоты сепарационного пространства меньше принятого расстояния между тарелками, следовательно, оно выбрано верно.

Расчет величины уноса жидкости начинается с определения коэффициента m:

$$m = 8.52\cdot 10^{-4}\left(\frac{0.0024}{18}\right)^{0.295}\left(\frac{820-18}{0.0000014}\right)^{0.425} = 0.323,$$

после чего,

$$e = 6700\left(\frac{0.246 \cdot 0.323}{400 - 163.4}\right)^{2.56} = 8.5 \cdot 10^{-6} \text{ кг/кг.}$$

Величина уноса меньше допускаемой (0,1 кг/кг), следовательно, расчет верен.

Контрольные вопросы

1. Какие требования предъявляют к тарельчатым контактным устройствам?
2. Какова конструкция ситчатой тарелки?
3. Какова конструкция колпачковой тарелки?
4. Какова конструкция клапанной тарелки?
5. Какова конструкция решетчатой тарелки?
6. Что такое область эффективной работы тарелки?
7. Какие гидродинамические режимы работы тарелок можно выделить?
8. Как осуществляется выбор типа тарелки для конкретного технологического процесса?
9. Какой порядок расчета тарелок с переливными устройствами?
10. Какой порядок расчета провальных тарелок?

Задачи

Задача 1. Определить диаметр колонны, оснащенной колпачковыми тарелками, по следующим данным: расход жидкости – 90 м^3/ч, расход газа – 5000 м^3/ч, плотность жидкости – 550 кг/м^3, плотность газа – 2 кг/м^3.

Задача 2. Определить диаметр колонны, оснащенной клапанными тарелками, по следующим данным: расход жидкости – 40 м^3/ч, расход газа – 9000 м^3/ч, плотность жидкости – 600 кг/м^3, плотность газа – 2,5 кг/м^3.

Задача 3. Определить диаметр колонны, оснащенной решетчатыми тарелками, по следующим данным: расход жидкости – 30 м^3/ч, расход газа – 8000 м^3/ч, плотность жидкости – 650 кг/м^3, плотность газа – 3 кг/м^3, коэффициент поверхностного натяжения – 7,5 мН/м.

Задача 4. Определить минимально допустимую скорость газа в колонне из задачи 2.

Задача 5. Определить гидравлическое сопротивление однопоточной клапанной тарелки диаметром 1600 мм, если: расход жидкости – 40 $м^3$/ч, расход газа – 4500 $м^3$/ч, плотность жидкости – 700 кг/$м^3$, плотность газа – 2,5 кг/$м^3$, коэффициент поверхностного натяжения – 7 мН/м, динамическая глубина барботажа – 50 мм.

Задача 6. Определить гидравлическое сопротивление решетчатой тарелки с относительным свободным сечением 15% (ширина щели - 6 мм, толщина тарелки – 4 мм), по следующим данным: расход жидкости – 50 $м^3$/ч, расход газа – 3000 $м^3$/ч, плотность жидкости – 600 кг/$м^3$, плотность газа – 4 кг/$м^3$, коэффициент поверхностного натяжения – 5,6 мН/м.

Задача 7. Возможно ли использование однопоточных клапанных тарелок в колонне диаметром 2,8 м при следующих исходных данных: расход жидкости – 120 $м^3$/ч, расход газа – 8500 $м^3$/ч, плотность жидкости – 550 кг/$м^3$, плотность газа – 4 кг/$м^3$, коэффициент поверхностного натяжения – 15 мН/м, давление в колонне – 0,5МПа (абс.).

Задача 8. Возможно ли использование решетчатых тарелок (ширина щели – 6 мм, толщина тарелки – 4 мм, относительное свободное сечение – 15%) в колонне диаметром 1,2 м, при следующих исходных данных: расход жидкости – 40 $м^3$/ч, расход газа – 6000 $м^3$/ч, плотность жидкости – 450 кг/$м^3$, плотность газа – 2,5 кг/$м^3$, коэффициент поверхностного натяжения – 3 мН/м, коэффициент динамической вязкости газа – 5 мкПа·с, давление в колонне – 0,65МПа (абс.).

Задача 9. Для колонны вторичной перегонки определить диаметр и параметры работы клапанной тарелки по следующим данным: расход газа – 9000 $м^3$/ч; расход жидкости – 56 $м^3$/ч; плотность газа – 11 кг/$м^3$; плотность жидкости – 760 кг/$м^3$; коэффициент поверхностного натяжения – 4,2 мН/м; давление в колонне – 1,0 МПа.

Задача 10. Для абсорбера определить диаметр и параметры работы решетчатой тарелки по следующим данным: расход газа – 8500 $м^3$/ч; расход жидкости – 60 $м^3$/ч; плотность газа – 20 кг/$м^3$; плот-

ность жидкости – 960 кг/м^3; коэффициент поверхностного натяжения – 7 мН/м; коэффициент динамической вязкости газа – 5 мкПа·с; давление в колонне – 2,0 МПа.

Контрольная работа

По данным, приведенным в табл. 1.2.10, определить диаметр и параметры работы тарелки с переливными устройствами. Давление в колонне – 0,35 МПа (абс.). Коэффициент вспениваемости жидкости – 0,85.

Таблица 1.2.10

Исходные данные

Номер варианта	Расход газа, м^3/час	Расход жидкости, м^3/час	Плотность газа, кг/м^3	Плотность жидкости, кг/м^3	Коэффициент поверхностного натяжения, мН/м	Тип тарелки
1	5000	25	1,5	450	3	Клапанная
2	6000	26	2,0	500	4	Колпачковая
3	7000	27	2,5	550	5	Клапанная
4	8000	28	3,0	600	6	Колпачковая
5	9000	29	3,5	650	7	Клапанная
6	10000	30	1,5	700	8	Колпачковая
7	11000	31	2,0	750	3	Клапанная
8	12000	35	2,5	800	4	Колпачковая
9	13000	33	3,0	450	5	Клапанная
10	14000	34	3,5	500	6	Колпачковая
11	5000	36	1,5	550	7	Клапанная
12	6000	37	2,0	600	8	Колпачковая
13	7000	38	2,5	650	3	Клапанная

14	8000	40	3,0	700	4	Колпачко-вая
15	9000	45	3,5	750	5	Клапанная

Продолжение табл. 1.2.10

Номер варианта	Расход газа, $м^3$/час	Расход жидкости, $м^3$/час	Плотность газа, кг/$м^3$	Плотность жидкости, кг/$м^3$	Коэффициент поверхностного натяжения, мН/м	Тип тарелки
16	10000	42	1,5	800	6	Колпачко-вая
17	11000	41	2,0	450	7	Клапанная
18	12000	43	2,5	500	8	Колпачко-вая
19	13000	44	3,0	550	3	Клапанная
20	14000	46	3,5	600	4	Колпачко-вая
21	5000	49	1,5	650	5	Клапанная
22	6000	48	2,0	700	6	Колпачко-вая
23	7000	47	2,5	750	7	Клапанная
24	8000	50	3,0	800	8	Колпачко-вая
25	9000	55	3,5	450	3	Клапанная
26	10000	68	1,5	500	4	Колпачко-вая
27	11000	68	2,0	550	5	Клапанная
28	12000	76	2,5	600	6	Колпачко-вая
29	13000	44	3,0	650	7	Клапанная
30	14000	29	3,5	700	8	Колпачко-вая
31	5000	63	1,5	750	3	Клапанная
32	6000	62	2,0	800	4	Колпачко-вая
33	7000	61	2,5	450	5	Клапанная

34	8000	50	3,0	500	6	Колпачко-вая
35	9000	53	3,5	550	7	Клапанная
36	10000	56	1,5	600	8	Колпачко-вая
37	11000	54	2,0	650	3	Клапанная
38	12000	55	2,5	700	4	Колпачко-вая
39	13000	32	3,0	750	5	Клапанная
40	14000	31	3,5	800	6	Колпачко-вая
41	5000	28	1,5	450	7	Клапанная
42	6000	64	2,0	500	8	Колпачко-вая
43	7000	28	2,5	550	3	Клапанная
44	8000	54	3,0	600	4	Колпачко-вая

Продолжение табл. 1.2.10

Номер варианта	Расход газа, $м^3$/час	Расход жидкости, $м^3$/час	Плотность газа, кг/$м^3$	Плотность жидкости, кг/$м^3$	Коэффициент поверхностного натяжения, мН/м	Тип тарелки
45	9000	63	3,5	650	5	Клапанная
46	10000	74	1,5	700	6	Колпачко-вая
47	11000	62	2,0	750	7	Клапанная
48	12000	58	2,5	800	8	Колпачко-вая
49	13000	59	3,0	450	3	Клапанная
50	14000	60	3,5	500	4	Колпачко-вая
51	5000	52	1,5	550	5	Клапанная
52	6000	42	2,0	600	6	Колпачко-вая
53	7000	46	2,5	650	7	Клапанная

54	8000	48	3,0	700	8	Колпачко-вая
55	9000	47	3,5	750	3	Клапанная
56	10000	58	1,5	800	4	Колпачко-вая
57	11000	59	2,0	450	5	Клапанная
58	12000	60	2,5	500	6	Колпачко-вая
59	13000	52	3,0	550	7	Клапанная
60	14000	42	3,5	600	8	Колпачко-вая
61	5000	35	1,5	650	3	Клапанная
62	6000	57	2,0	700	4	Колпачко-вая
63	7000	43	2,5	750	5	Клапанная
64	8000	27	3,0	800	6	Колпачко-вая
65	9000	50	3,5	450	7	Клапанная
66	10000	55	1,5	500	8	Колпачко-вая
67	11000	68	2,0	550	3	Клапанная
68	12000	68	2,5	600	4	Колпачко-вая
69	13000	76	3,0	650	5	Клапанная
70	14000	44	3,5	700	6	Колпачко-вая
71	5000	29	1,5	750	7	Клапанная

Окончание табл. 1.2.10

Номер варианта	Расход газа, $м^3$/час	Расход жидкости, $м^3$/час	Плотность газа, кг/$м^3$	Плотность жидкости, кг/$м^3$	Коэффициент поверхностного натяжения, мН/м	Тип тарелки
72	6000	63	2,0	800	8	Колпачко-вая
73	7000	62	2,5	450	3	Клапанная
74	8000	61	3,0	500	4	Колпачко-

						вая
75	9000	50	3,5	550	5	Клапанная
76	10000	53	1,5	600	6	Колпачко-вая
77	11000	56	2,0	650	7	Клапанная
78	12000	54	2,5	700	8	Колпачко-вая
79	13000	55	3,0	750	3	Клапанная
80	14000	32	3,5	800	4	Колпачко-вая
81	5000	31	1,5	450	5	Клапанная
82	6000	28	2,0	500	6	Колпачко-вая
83	7000	31	2,5	550	7	Клапанная
84	8000	35	3,0	600	8	Колпачко-вая
85	9000	39	3,5	650	3	Клапанная
86	10000	48	1,5	700	4	Колпачко-вая
87	11000	44	2,0	750	5	Клапанная
88	12000	50	2,5	800	6	Колпачко-вая
89	13000	53	3,0	450	7	Клапанная
90	14000	56	3,5	500	8	Колпачко-вая
91	5000	54	1,5	550	3	Клапанная
92	6000	55	2,0	600	4	Колпачко-вая
93	7000	63	2,5	650	5	Клапанная
94	8000	62	3,0	700	6	Колпачко-вая
95	9000	61	3,5	750	7	Клапанная
96	10000	50	1,5	800	8	Колпачко-вая
97	11000	53	2,0	450	3	Клапанная
98	120	56	2,5	500	4	Колпачко-

	00					вая
99	13000	54	3,0	550	5	Клапанная
100	14000	44	3,5	600	6	Колпачко-вая

Окончание табл. 1.2.10

Номер варианта	Расход газа, $м^3$/час	Расход жидкости, $м^3$/час	Плотность газа, кг/$м^3$	Плотность жидкости, кг/$м^3$	Коэффициент поверхностного натяжения, мН/м	Тип тарелки
72	6000	63	2,0	800	8	Колпачковая
73	7000	62	2,5	450	3	Клапанная
74	8000	61	3,0	500	4	Колпачковая
75	9000	50	3,5	550	5	Клапанная
76	10000	53	1,5	600	6	Колпачковая
77	11000	56	2,0	650	7	Клапанная
78	12000	54	2,5	700	8	Колпачковая
79	13000	55	3,0	750	3	Клапанная
80	14000	32	3,5	800	4	Колпачковая
81	5000	31	1,5	450	5	Клапанная
82	6000	28	2,0	500	6	Колпачковая
83	7000	31	2,5	550	7	Клапанная
84	8000	35	3,0	600	8	Колпачковая
85	9000	39	3,5	650	3	Клапанная
86	10000	48	1,5	700	4	Колпачковая
87	11000	44	2,0	750	5	Клапанная
88	12000	50	2,5	800	6	Колпачковая
89	13000	53	3,0	450	7	Клапанная
90	14000	56	3,5	500	8	Колпачковая
91	5000	54	1,5	550	3	Клапанная
92	6000	55	2,0	600	4	Колпачковая
93	7000	63	2,5	650	5	Клапанная
94	8000	62	3,0	700	6	Колпачковая
95	9000	61	3,5	750	7	Клапанная
96	10000	50	1,5	800	8	Колпачковая
97	11000	53	2,0	450	3	Клапанная
98	12000	56	2,5	500	4	Колпачковая
99	13000	54	3,0	550	5	Клапанная
100	14000	44	3,5	600	6	Колпачковая

ГЛАВА 3. ГИДРОДИНАМИКА НАСАДОЧНЫХ АППАРАТОВ

Газожидкостные массообменные аппараты, в которых для образования контакта между фазами служат насадочные тела различной формы, являются широко распространенным типом аппаратов [2, 3, 9]. Насадочные колонны применялись в основном для малотоннажных производств. Однако благодаря разработке в последние годы новых типов насадок, позволяющих значительно снизить задержку жидкости в контактной зоне и гидравлическое сопротивление аппаратов, создались перспективы применения их для многотоннажных производств. Применение насадочных аппаратов приобретает особое значение для вакуумных производств, для которых низкое гидравлическое сопротивление при высокой эффективности контакта взаимодействующих фаз является одним из важных условий проведения процесса.

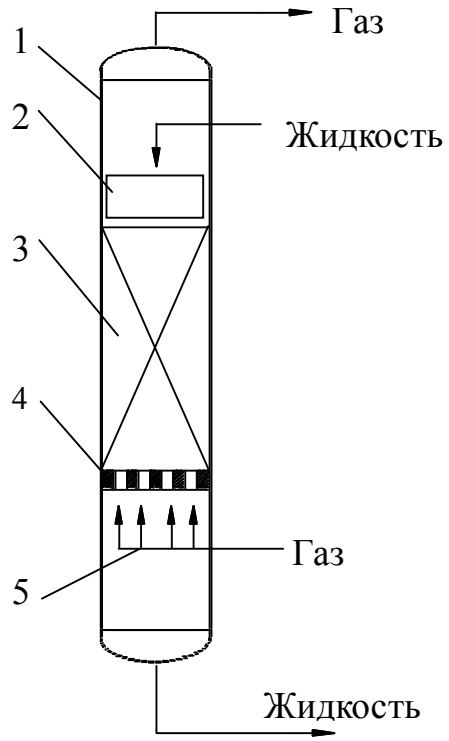


Рис. 1.3.1. Устройство насадочного аппарата
1 – корпус колонны; 2 – оросритель; 3 – насадка; 4 – опорная решетка; 5 – газораспределитель

Насадочные аппараты представляют собой вертикальные цилиндрические колонны, заполненные насадкой (рис. 1.3.1). В колонне насадка

укладывается на опорные решетки, имеющие отверстия или щели для прохождения газа и жидкости. Жидкость равномерно распределяется по сечению слоя насадки с помощью специального оросителя. Для распределения газа используется газораспределительное устройство.

3.1. НАСАДОЧНЫЕ ТЕЛА

Жидкость в насадочной колонне течет по элементу насадки в виде тонкой пленки, поэтому поверхностью контакта фаз является в основном смоченная поверхность насадки. Однако при перетекании жидкости с одного с одного элемента насадки другой пленка жидкости разрушается и на нижележащем элементе образуется новая пленка. При этом часть жидкости переходит на расположенные ниже слои насадки в виде струек, капель и брызг. Часть поверхности насадки, в основном в местах соприкосновения элементов друг с другом, бывает смочена застойной жидкостью. В этом состоит основная особенность течения жидкости в насадочных колоннах, в отличие от пленочных, в которых течение жидкости происходит по всей высоте аппарата.

Основными конструктивными характеристиками насадок являются удельная поверхность и свободный объем.

Удельная поверхность насадки a – это суммарная поверхность насадочных тел в единице занимаемого насадкой объема. Удельная поверхность обычно измеряется в м^2/м^3. Чем больше величина удельной поверхности насадки, тем выше эффективность насадочного аппарата, но ниже производительность и больше гидравлическое сопротивление.

Под свободным объемом насадки ε понимают суммарный объем пустот между насадочными телами в единице объема, занимаемого насадкой. Свободный объем измеряется в м^3/м^3. Чем больше свободный объем насадки, тем выше ее производительность и меньше гидравлическое сопротивление, однако при этом снижается эффективность работы насадки.

Таким образом, для получения максимальной эффективности процесса тепломассопередачи между фазами насадка должна обладать воз-

можно большой удельной поверхностью. Вместе с тем для того, чтобы насадка работала эффективно, она должна удовлетворять следующим требованиям [3, 9, 12]:

1) хорошо смачиваться орошающей жидкостью;

2) оказывать малое гидравлическое сопротивление;

3) создавать возможность для высоких нагрузок аппарата по жидкости и газу;

4) иметь малую плотность;

5) равномерно распределять орошающую жидкость;

6) быть стойкой к агрессивным средам;

7) обладать высокой механической прочностью;

8) иметь невысокую стоимость.

Очевидно, что насадок, которые бы полностью удовлетворяли всем указанным требованиям, не существует, так как соответствие одним требованиям нарушает соответствие другим.

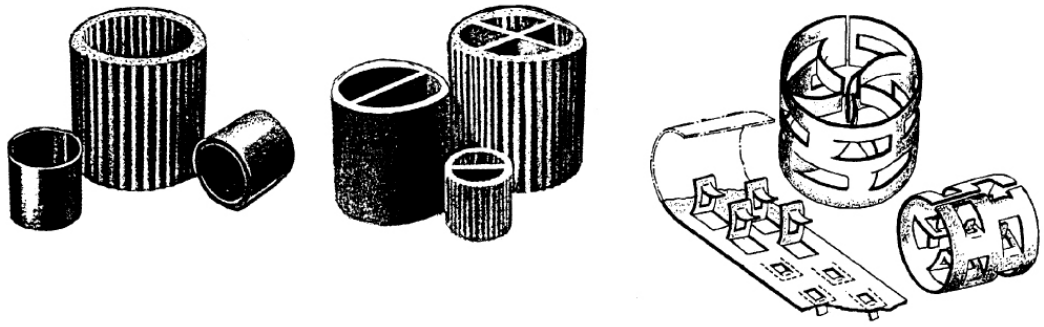
Поэтому в промышленности используют большое число разнообразных по форме и размерам насадок, изготовленных из различных материалов, которые удовлетворяют основным требованиям при проведении того или иного процесса.

До последнего времени наиболее часто в массообменных колоннах использовались нерегулярная (насыпная) насадка, представляющая собой твердые тела различной формы, загружаемых в корпус колонны в навал. В результате образуется слой насадки со сложной пространственной структурой, обеспечивающей значительную поверхность контакта фаз.

Среди насадок, засыпаемых в навал, широкое распространение получили кольца Рашига, представляющие собой обрезки труб, высота которых равна наружному диаметру (рис. 1.3.2, *а*). Низкая стоимость и простота изготовления колец Рашига делают их одними из самых распространенных типов насадок. Наряду с гладкими цилиндрическими кольцами из металла, керамики или фарфора разработаны насадки с ребристыми поверхностями.

Для интенсификации процесса массообмена разработаны конструкции цилиндрических насадок с перегородками: диаметрально располо-

женными, крестообразными или выполненных в виде лопастей (рис. 1.3.2, *б*). По сравнению с другими типами насадок, кольца Рашига обладают невысокой производительностью и сравнительно высоким сопротивлением.



а *б* *в*

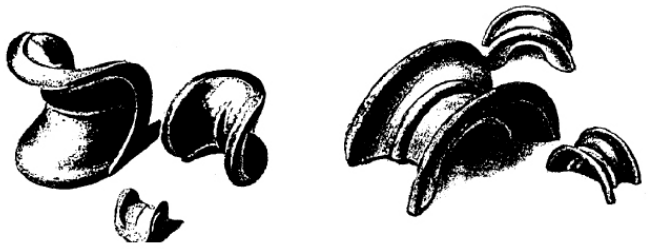
Рис. 1.3.2. Цилиндрические насадки:
а – кольца Рашига; б – кольца Рашига с перегородками; в – кольца Палля

Промышленное использование в настоящее время нашла одна из разновидностей кольцевых насадок – кольца Палля (рис. 1.3.2, *в*). При изготовлении таких колец на боковых стенках сделаны два ряда прямоугольных, смещенных относительно друг друга надрезов, лепестки которых отогнуты внутрь насадки. Конструкция колец Палля по сравнению с кольцами Рашига позволяют при близких геометрических параметрах в 1,2 раза увеличить пропускную способность, в 1,6÷4,0 раза снизить гидравлическое сопротивление и почти на 25% увеличить ее эффективность.

Основным отличием седлообразных насадок от цилиндрических является их высокая способность к перераспределению потоков жидкости по сечению аппарата. Седла Берля (рис. 1.3.3, *а*), поверхность которых представляет гиперболический параболоид, по сравнению с кольцами Рашига при одинаковых размерах насадочных тел имеют примерно на 25% большую удельную поверхность и обладают меньшим гидравлическим сопротивлением.

Насадка (рис. 1.3.3, *б*), известная как седла Инталлокс, является наиболее распространенной керамической насадкой. Поверхность ее представляет часть тора. Седла Интеллокс по сравнению с седлами

Берля проще в изготовлении, обладают большей механической прочностью, обеспечивают большую однородность размещения насадки и не создают предпочтительных путей для протекания жидкости.



а *б*

Рис. 1.3.3. Седлообразные насадки:
а – седла Берля; б – седла Интеллокс

В табл. 1.3.1 даны характеристики некоторых нерегулярных насадок, загружаемых в навал.

Таблица 1.3.1

Характеристики нерегулярных насадок

Размеры, мм	Удельная поверхность, $м^2/м^3$	Свободный объем, $м^3/м^3$
Керамические кольца Рашига		
5x5x1,0	1000	0,62
8x8x1,5	550	0,65
10x10x1,8	440	0,69
12x12x1,8	360	0,67
15x15x2,0	310	0,71
20x20x2,2	240	0,73
25x25x3,0	195	0,75
30x30x3,5	165	0,76
35x35x4,0	135	0,78
50x50x5,0	95	0,79
60x60x6,0	78	0,78
60x60x8,0	78	0,74
70x70x7,0	72	0,78
80x80x8,0	60	0,78
80x80x10	60	0,77

Окончание табл. 1.3.1

Размеры, мм	Удельная поверхность, $м^2/м^3$	Свободный объем, $м^3/м^3$
100x100x10	44	0,81
Стальные кольца Рашига		
8x8x0,3	630	0,90
10x10x0,5	500	0,88
15x15x0,5	350	0,92
18x18x0,5	300	0,92
25x25x0,3	220	0,97
35x35x1,0	160	0,93
50x50x1,0	100	0,94
70x70x1,5	75	0,94
80x80x1,5	65	0,96
100x100x,1,5	48	0,96
Керамические кольца Палля		
25x25x3,0	220	0,74
35x35x4,0	165	0,75
50x50x5,0	120	0,78
60x60x6,0	96	0,79
Стальные кольца Палля		
15x15x0,4	380	0,90
25x25x0,6	235	0,90
35x35x0,8	170	0,90
50x50x1,0	108	0,90
Керамические седла Берля		
12,5	460	0,68
25	260	0,69
38	165	0,70
Керамические седла Интеллокс		
12,5	625	0,78
25	255	0,78
38	195	0,81
50	118	0,79

Эффективность работы насадочных колонн связана с обеспечением равномерного распределения жидкости по сечению колонны по всей высоте насадочного слоя. Обычно это условие не выполняется, так как при движении жидкости по насадочным телам она имеет тенденцию растекаться от центральной части колонны к ее стенкам, причем жидкость практически полностью оттесняется от места ввода к периферии колонны на расстоянии равном четырем-пяти ее диаметра. Поэтому часто насадку в колонну загружают секциями высотой в четыре-пять диаметров, а между секциями устанавливают перераспределители жидкости, назначение которых состоит в направлении жидкости от периферии колонны к ее вертикальной оси (рис. 1.3.4).

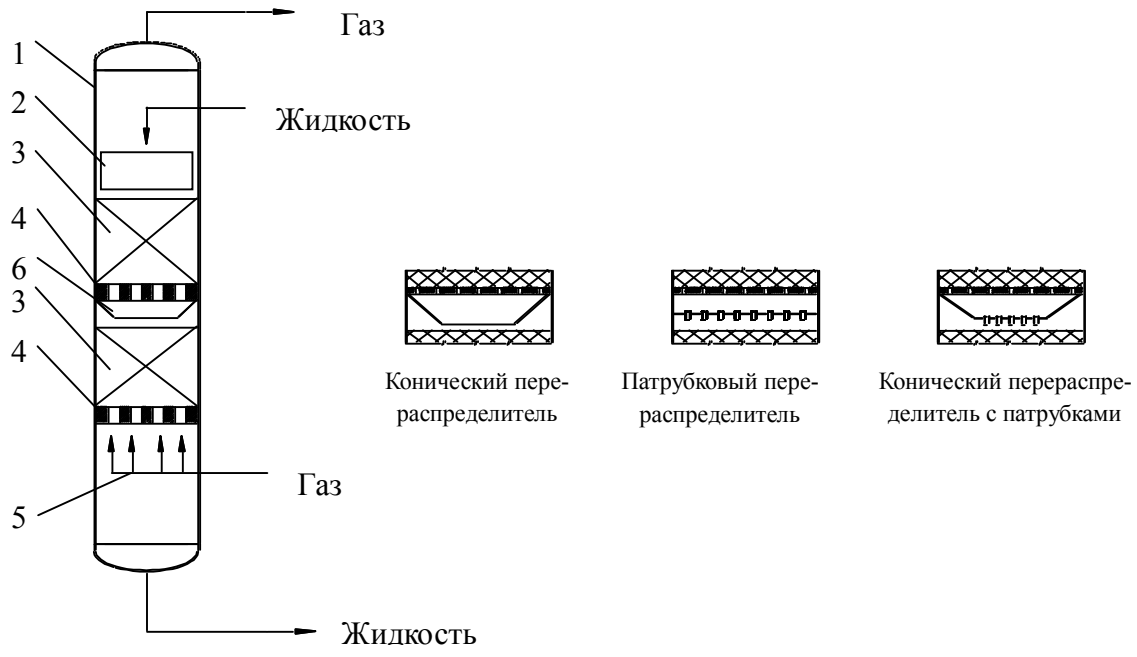


Рис. 1.3.4. Насадочная колонна с перераспределителями жидкости:
1 – корпус колонны; 2 – ороситель; 3 – секция насадки; 4 – опорная решетка; 5 – газораспределитель; 6 – перераспределитель

Значительное влияние на равномерность распределения жидкости по сечению насадочного аппарата оказывает способ засыпки насадочных тел в колонну (рис. 1.3.5). Наилучшее распределение жидкости по сечению аппарата обеспечивает вариант с дополнительной засыпкой до горизонтального уровня.

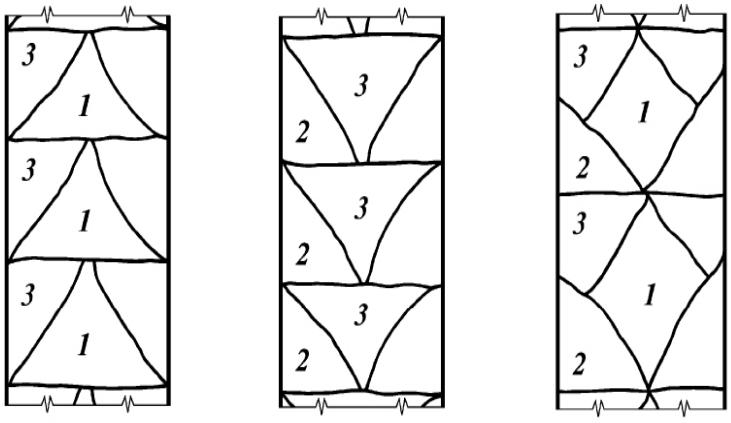


Рис. 1.3.5. Схемы способов засыпки насадки в колонну:
1 – слой, засыпанный по центру колонны; 2 – слой, засыпанный от стенок колонны; 3 – дополнительная засыпка до горизонтального уровня

В последнее время все большее распространение получают регулярные насадки, отличающиеся от нерегулярной насадки упорядоченной ориентацией структурообразующих элементов в пространстве. Регулярная насадка обладает рядом преимуществ: меньшее гидравлическое сопротивление, большие нагрузки по газу и жидкости и др.

Регулярные насадки делятся на две группы:

– с индивидуальной укладкой;

– блочные.

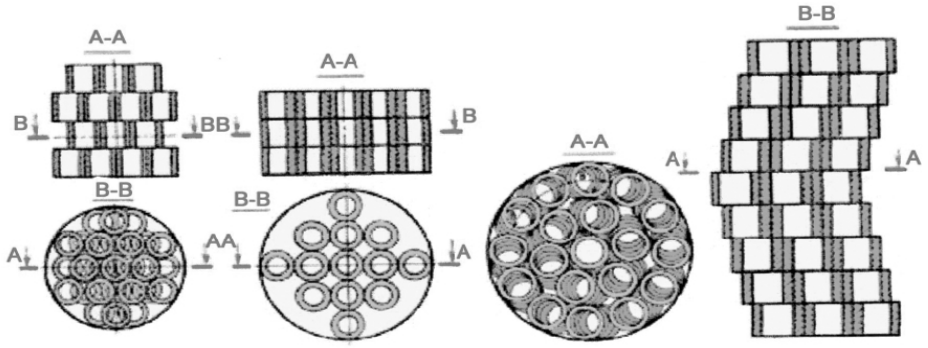
Регулярная насадка с индивидуальной укладкой состоит из отдельных элементов, которые располагаются в колонну слоями. Способы укладки насадок такого типа показаны на рис. 1.3.6.

Характеристики регулярных насадок с индивидуальной укладкой приведены в табл. 1.3.2.

К настоящему моменту разработано большое число регулярных блочных насадок. Наиболее характерными представителями этой группы контактных устройств являются насадка Меллапак фирмы «Sulzer», насадка Инталлокс фирмы «Norton» и насадка АВР фирмы «Нефть и Газ».

Насадка Меллапак фирмы «Sulzer» представляет собой пакет гофрированных листов. Гофрирование листов выполнено под фиксированным к вертикальной оси углом и на смежных листах направленно в противоположные стороны. Имеются модификации такой насадки, из-

готавливаемые из различных материалов: стального рифленого листа, пластмассы, керамики, фарфора стекла, графитового волокна. Выпускаются блоки насадки для колонн диаметром от 200 до 12000 мм. На рис. 1.3.7 показан элемент насадки Меллапак 250.Y (число характеризует величину удельной поверхности в $м^2/м^3$, а буква «Y» указывает на то, что гофрирование листов выполнено под углом 45°).



а *б* *в*

Рис. 1.3.6. Способы регулярной укладки колец Рашига:
а – со сдвигом на полдиаметра кольца; б – со сдвигом на диаметр кольца;
в – со сдвигом на толщину стенки кольца и изменением направления сдвига по зигзагообразной спирали

Таблица 1.3.2

Характеристики регулярных насадок с индивидуальной укладкой

Размеры, мм	Удельная поверхность, $м^2/м^3$	Свободный объем, $м^3/м^3$
Керамические кольца Рашига		
50x50x5,0	110	0,74
80x80x8,0	80	0,72
100x100x10,0	60	0,72
150x150x18,0	40	0,68
Стальные кольца Рашига		
75x75x1,6	72	0,94
Керамические кольца Палля		
75x75x9,5	75	0,80
100x100x7,5	55	0,82

Рис. 1.3.7. Насадка Меллапак 250.Y фирмы «Sulzer»

Конструкция регулярной блочной насадки Инталлокс фирмы «Norton» (рис. 1.3.8) образована из стальных гофрированных листов.

Рис. 1.3.8. Насадка Инталлокс фирмы «Norton»

Каждый лист при гофрировании делится на несколько участков с отгибкой металла в противоположные стороны. В местах перехода выполняются просечки, что способствует эффективному обновлению поверхности массообмена.

Насадка АВР (рис. 1.3.9) относится к регулярным блочным тонколистовым насадкам, состоящих из зигзагообразных листов с установленными между ними вертикальными решетками, на которых реализуется взаимодействие газа и жидкости [13, 14, 15]. Применение таких контактных устройств дает возможность улучшить технико-экономические показатели процессов разделения за счет интенсификации массо- и теплообмена в промышленных аппаратах.

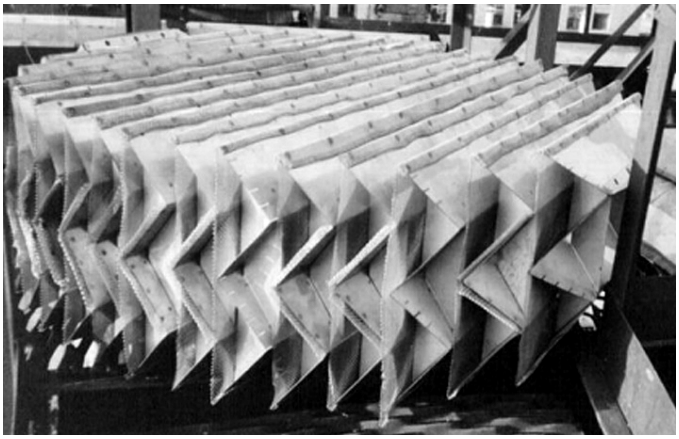


Рис. 1.3.9. Насадка АВР фирмы «Нефть и Газ» на монтажной площадке

Благодаря большому свободному сечению насадки АВР и высоким сепарационным свойствам, контактные устройства способны работать в широком диапазоне нагрузок по газу (фактор скорости до 6 $Па^{0,5}$) и по жидкости (плотность орошения от 5 до 400 $м^3/м^2 \cdot час$).

3.2. ГИДРОДИНАМИКА НАСАДОЧНЫХ АППАРАТОВ

При противоточном движении фаз через слой насадки выделяют несколько характерных режимов движения потоков в зависимости от скорости газа. Области существования этих режимов зависят не только от скорости газа, но и от плотности орошения жидкости, свойств жидкости и газа, типа и размера насадки.

На рис. 1.3.10 схематично показана зависимость гидравлического сопротивления насадки от фиксированной скорости газа для различных гидродинамических режимов.

Первый режим – пленочный (линия ОА) – наблюдается при малых скоростях газа и небольших плотностях орошения. В этом режиме взаимодействие фаз незначительно, газовый поток не влияет на скорость течения жидкой пленки по насадке и, следовательно, на количество жидкости, удерживаемой на насадке лишь силами поверхностного натяжения. Пленочный режим заканчивается в первой переходной точке А, называемой точкой подвисания.

Второй режим – режим подвисания (линия АВ). В этом режиме повышение скорости газа приводит к заметному увеличению сил тре-

ния между фазами и торможению жидкости газовым потоком. Вследствие этого скорость течения жидкости уменьшается, а толщина ее пленки и количество удерживаемой в насадке жидкости увеличивается. Спокойное течение жидкости нарушается, появляются завихрения, брызги, увеличивается смоченная поверхность насадки и соответственно интенсивность тепло- и массообмена. Этот режим заканчивается в точке В, называемой точкой инверсии фаз. В этой точке накопление жидкости в свободном объеме насадки достигает такого значения, при котором наступает обращение или инверсия фаз (жидкость становится сплошной фазой, а газ – дисперсной).

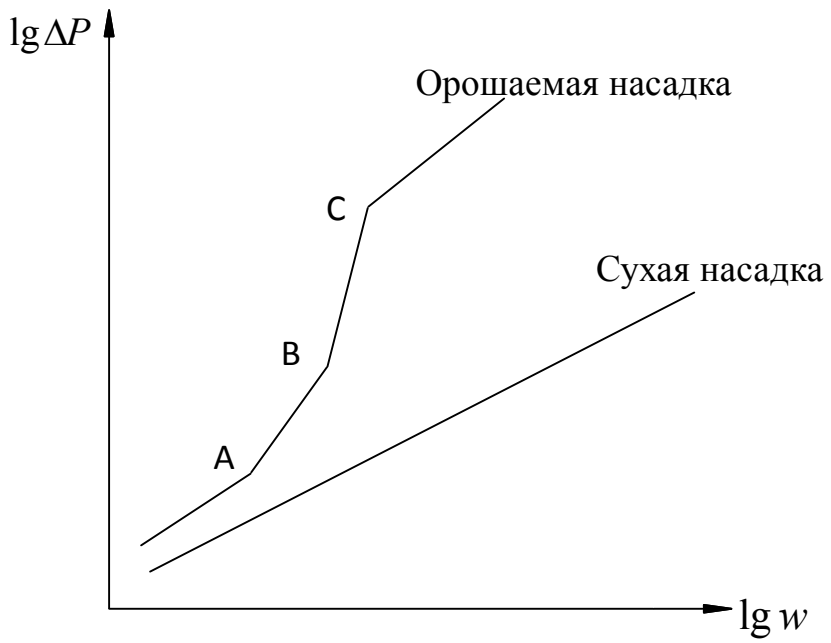


Рис. 1.3.10. Зависимость гидравлического сопротивления слоя насадки от фиксированной скорости газа при различных гидродинамических режимах

Третий режим – режим эмульгирования (линия ВС). В этом режиме газо-жидкостная система по внешнему виду напоминает барботажный слой (пену) или газо-жидкостную эмульсию. Режим эмульгирования соответствует максимальной эффективности аппарата вследствие увеличения поверхности контакта фаз, которая определяется в основном поверхностью газовых пузырей и интенсивной турбулизации потоков. Однако этот режим сопровождается резким увеличением гидравлического сопротивления аппарата. Кроме того, режим

эмульгирования трудно поддерживать без специальных устройств, поскольку узок интервал изменения скоростей газа, при котором насадочный аппарат работает в этом режиме. Режим эмульгирования заканчивается в точке С, называемой точкой захлебывания, а скорость газа соответствующая этой точке – скоростью захлебывания. Скорость захлебывания является максимальной скоростью газа эффективной работы насадочного аппарата.

Четвертый режим – режим уноса или обращенного движения жидкости, выносимой из аппарата газовым потоком (линия выше точки С). При этом происходит вторичная инверсия фаз. Этот режим на практике не используется.

3.3. СКОРОСТЬ ЗАХЛЕБЫВАНИЯ

Физически механизм подвисания и захлебывания может рассматриваться как образование на поверхности жидкости, под воздействием потока газа, волн с амплитудой, достаточной для закрытия каналов по которым движется газ [2, 12].

Экспериментальные исследования по определению точки захлебывания позволили сделать следующие выводы:

– с увеличением плотности орошения захлебывание наступает при более низких скоростях газа;

– при одинаковых плотностях орошения скорость газа, соответствующая захлебыванию, выше у более крупной насадки;

– при одинаковых размерах насадочных тел предел нагрузки по газу и жидкости тем ниже, чем меньше свободный объем насадки;

– повышение вязкости орошающей жидкости и уменьшение ее плотности приводит к снижению предела нагрузки.

Обобщая экспериментальные данные по определению скорости захлебывания насадочного аппарата, было получено следующее уравнение:

$$\lg\left(\frac{w_з^2 a}{g\varepsilon^3}\cdot\frac{\rho_г}{\rho_ж}\cdot\left(\frac{\mu_ж}{0.001}\right)^{0.16}\right)=A-1.75\cdot\left(\frac{L}{G}\right)^{0.25}\cdot\left(\frac{\rho_г}{\rho_ж}\right)^{0.125}, \qquad (1.3.1)$$

где $w_з$ – скорость захлебывания, м/с;

$\rho_ж$ – плотность жидкости, м^3/кг;

$\rho_г$ – плотность газа, кг/м^3;

$\mu_ж$ – коэффициент динамической вязкости жидкости, Па·с;

L – массовый расход жидкости, кг/ч;

G – массовый расход газа, кг/ч.

Величина коэффициента A в этом уравнении определяется экспериментально и зависит конструкции элементов насадки и ее размеров. Например, для кольцеобразных насадок $A = 0.079$, а для седлообразных – $A = 0.26$.

Для вакуумных процессов уравнение (1.3.1) дает несколько завышенную допустимую скорость газа. Для определения скорости захлебывания вакуумных колонн оснащенных кольцами Рашига и Палля рекомендуется уравнение, полученное в результате обработки большого количества опытных данных по разделению различных смесей на стендах промышленных размеров при давлении от 10 до 100 кПа:

$$w_з = 3.14k \cdot \left(\frac{a}{\varepsilon^3} \cdot \frac{\rho_г}{\rho_ж} \cdot \left(\frac{\mu_ж}{0.001} \right)^{0.12} \varphi \right)^{-0.5}, \qquad (1.3.2)$$

где φ – отношение плотности рабочей жидкости к плотности воды;

k – коэффициент, определяемый при помощи рис. 1.3.11.

При проектировании насадочных аппаратов использовать скорость захлебывания в качестве рабочей скорости газа не целесообразно. Это связано с тем, что на течение процесса передачи оказывают влияние множество внешних факторов (колебания нагрузок по газу и жидкости, изменение составов материальных потоков, колебание рабочего давления аппарате и др.), что может привести к захлебыванию колонны. Поэтом рабочую скорость газа выбирают несколько меньше скорости захлебывания.

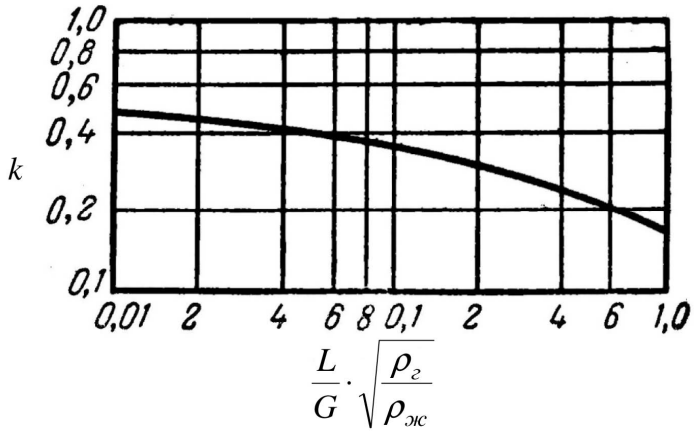


Рис. 1.3.11. График для определения коэффициента k в уравнении (1.3.2)

В общем случае эту скорость находят путем технико-экономического расчета конкретного процесса. В общем случае рабочую скорость выбирают из соотношения:

$$w_0 = 0.75 \div 0.85 w_з, \qquad (1.3.3)$$

где w_0 – рабочая скорость газа, м/с.

Если в процессе участвует сильнопенящаяся жидкость, то рабочую скорость снижают:

$$w_0 = 0.4 \div 0.5 w_з. \qquad (1.3.4)$$

3.4. ГИДРАВЛИЧЕСКОЕ СОПРОТИВЛЕНИЕ НАСАДОЧНОГО АППАРАТА

Определение гидравлического сопротивления слоя орошаемой насадки начинается с определения гидравлического сопротивления неорошаемой насадки.

Поскольку насадки могут иметь разнообразную форму, то каналы, образованные пустотами в слоях насадки, имеют очень сложную конфигурацию. Поэтому при движении газа через слой насадки поток одновременно обтекает отдельные насадочные элементы и движется внутри каналов сложной формы. Анализ такого движения составляет смешанную задачу гидродинамики. Однако для упрощения расчета подобных процессов их обычно относят к внутренней задаче, тогда

можно записать следующее уравнение для определения гидравлического сопротивления неорошаемого слоя насадки [2, 12]:

$$\Delta P_{сух} = \lambda \frac{H}{d_э} \cdot \frac{\rho_г w^2}{2}, \qquad (1.3.5)$$

где λ – коэффициент трения;

H – высота слоя насадки, м;

$d_э$ – эквивалентный диаметр канала, м.

В данном случае коэффициент трения отражает влияние не только сопротивления трения, но и местных сопротивлений, вклад которых в общее сопротивление слоя насадки может быть большим. То есть можно говорить, что коэффициент трения λ в рассматриваемом случае является общим коэффициентом сопротивления, зависящим от геометрических характеристик слоя насадки.

Определенную сложность при расчете гидравлического сопротивления представляет определение эквивалентного диаметра слоя насадки. Обычно эквивалентный диаметр выражают через основные характеристики насадочных тел – удельную поверхность и свободный объем:

$$d_э = \frac{4\varepsilon}{a}. \qquad (1.3.6)$$

С такими же трудностями сталкиваются при определении скорости газа в канале. С учетом того, что газ движется через насадку по извилистым каналам, его скорость не постоянна по высоте насадочного слоя.

Но эту скорость можно привести к скорости газа отнесенной ко всему сечению аппарата:

$$w = \frac{w_0}{\varepsilon}. \qquad (1.3.7)$$

Тогда выражение (1.3.5) преобразуется к виду:

$$\frac{\Delta P_{сух}}{H} = \lambda \frac{a \rho_г w_0^2}{8\varepsilon^3}. \qquad (1.3.8)$$

Для разных типов насадок коэффициент трения λ определяется по следующим формулам:

– для беспорядочно уложенных насадок седлообразной формы:

$$\lambda = \frac{133}{\mathrm{Re}_г} + 2.34; \qquad (1.3.9)$$

– для беспорядочно уложенных кольцевых насадок:

$$\lambda = \begin{cases} \dfrac{140}{\mathrm{Re}_г}, \mathrm{Re}_г < 15; \\ \dfrac{16}{\mathrm{Re}_г^{0.2}}, \mathrm{Re}_г \geq 15. \end{cases} \qquad (1.3.10)$$

В данном случае критерий Рейнольдса определяется для потока газа по эквивалентному диаметру канала:

$$\mathrm{Re}_г = \frac{w_0 d_э \rho_г}{\mu_г}, \qquad (1.3.11)$$

где $\mu_г$ – коэффициент динамической вязкости газа, Па·с.

Гидравлическое сопротивление орошаемой обычно представляют в виде суммы двух составляющих: сопротивления сухой насадки и сопротивления, обусловленного взаимодействием потоков пара и жидкости [10]:

$$\Delta P = \Delta P_{сух} + \Delta P_{п-ж} = \Delta P_{сух}\left(1 + \frac{\Delta P_{п-ж}}{\Delta P_{сух}}\right) = A_1 \Delta P_{сух}, \qquad (1.3.12)$$

где $\Delta P_{п-ж}$ – сопротивление, обусловленного взаимодействием потоков пара и жидкости, Па.

Коэффициент A_1 показывает, во сколько раз сопротивление орошаемой насадки больше, чем сухой. Его можно определить из выражения:

$$A_1 = 1 + C \cdot \left(\frac{L}{G}\right)^{0.405} \cdot \left(\frac{\rho_г}{\rho_ж}\right)^{0.225} \cdot \left(\frac{\mu_ж}{\mu_г}\right)^{0.0405}. \qquad (1.3.13)$$

Коэффициент C, зависящий от величины отношения рабочей скорости газа к скорости захлебывания, находят по графику (рис. 1.3.12).

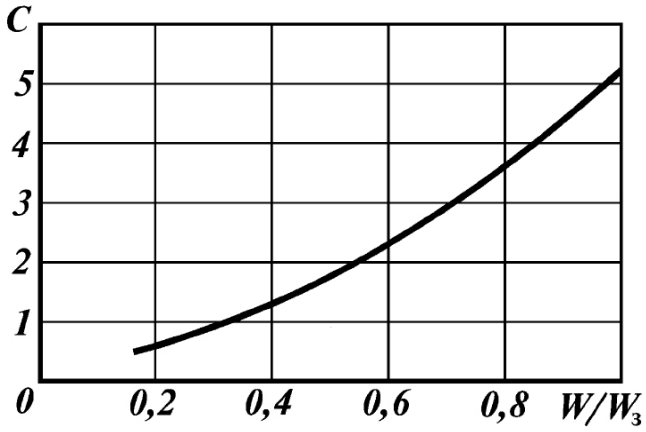


Рис. 1.3.12. График для определения коэффициента C

3.5. СМОЧЕННАЯ И АКТИВНАЯ ПОВЕРХНОСТЬ

При работе насадочных аппаратов в пленочном режиме (ниже точки подвисания) обычно не вся поверхность насадки смочена жидкостью [2, 12]. Кроме того, часть поверхности, покрытая неподвижной пленкой жидкости, неактивна для массообмена. Неподвижные застойные зоны жидкости образуются, например, в точках контакта между элементами насадки. При работе аппарата в режимах выше точки подвисания активная поверхность контакта фаз может превышать геометрическую поверхность насадки за счет образования волн на поверхности жидкой пленки, наличия капель жидкости в свободном объеме насадки. Доли смоченной ψ и активной ψ_a поверхности насадки называются соответственно коэффициентами смоченности и активности.

При увеличении плотности орошения до некоторого придельного значения коэффициенты ψ и ψ_a существенно возрастают и при дальнейшем увеличении плотности орошения остаются постоянными или возрастают незначительно. Предельное значение плотности орошения определяется равенством:

$$i_{эф} = a\Gamma_{эф}, \qquad (1.3.14)$$

где $i_{эф}$ – минимальная эффективная плотность орошения, м^3/м^2·с;

$\Gamma_{эф}$ – эффективная линейная плотность орошения, м^3/м·с.

Для колец размером более 75 мм эффективную линейную плотность орошения рекомендуется выбирать равной $1{,}3 \cdot 10^{-3}$ м^3/м·с, а для остальных насадок – $2{,}2 \cdot 10^{-4}$ м^3/м·с.

Для регулярных насадок при превышении плотности орошения минимальной эффективной плотности орошения обычно достигается полное смачивание насадки, и активная поверхность становится равной геометрической. Для неупорядоченных насадок при выполнении этого условия достигается некоторая постоянная степень смачивания, возрастающая лишь при переходе к режиму подвисания.

Коэффициент активности насадки ψ_a для неупорядоченных и регулярных насадок определяется равенством:

$$\psi_a = \frac{i}{a(k + ci)},$$

где k и c – постоянные, зависящие от типа и размера насадки.

i – плотность орошения, м/с,

определяемое по выражению:

$$i = \frac{L}{\rho_{ж} S},$$

S – площадь поперечного сечения колонны, м^2.

Значения постоянных k и c приведены в таблице 1.3.3.

Таблица 1.3.3

Значение постоянных k и c

Насадка	Номинальный размер, мм	$k \cdot 10^6$	$c \cdot 10^3$
Кольца Рашига с индивидуальной укладкой	50	5,39	8,6
	80	2,42	11,3
	100	2,17	14,6
Кольца Рашига в навал	25	10,20	8,6
	50	6,67	12,0
Кольца Палля	50	5,83	11,6

Смачивание насадки зависит от способа подачи орошения. Струйные оросители характеризуются числом точек подачи орошения, приходящихся на один квадратный метр площади сечения аппарата. С возрастанием числа точек орошения увеличивается смоченная и активная поверхности, достигая максимума при бесконечно большом числе точек орошения.

Для насадок в навал коэффициент смоченности может быть рассчитан по следующей формуле:

$$\psi = \begin{cases} 30.6\left(\dfrac{L}{S}\right)^{1/3} \delta^{-1.2}\sigma^{-m}, n > 114; \\ 30.6\left(\dfrac{L}{S}\right)^{1/3} \delta^{-1.2}\sigma^{-m}\left(\dfrac{n}{114}\right)^{0.5}, n \le 114, \end{cases} \quad (1.3.15)$$

где σ – поверхностное натяжение, мН/м;

δ – характерный размер насадочного тела, см;

n – число точек орошения на квадратный метр площади сечения насадки, м$^{-2}$.

Степень m определяется по выражению:

$$m = 1.33\delta^{-0.5}. \quad (1.3.16)$$

3.6. КОЛИЧЕСТВО ТОЧЕК ОРОШЕНИЯ

Число точек орошения определяется исходя из данных растекания струи жидкости в насадке и допустимой высоте слоя насадки, в котором растекающиеся струи будут сближаться [10]. Этот слой будет, как бы частью распределителя орошения и может быть назван слоем разравнивания. Для этого необходимо первоначально определить коэффициент растекания жидкости, см:

$$\tilde{D} = a_1 + b_1 \lg \delta, \quad (1.3.17)$$

где δ – характерный размер насадочного тела, см;

a_1 и b_1 – коэффициенты.

Значения коэффициентов a_1 и b_1 приведены в табл. 1.3.4.

Рассчитав значение коэффициента растекания жидкости и задавшись высотой слоя разравнивания, число точек орошения определяется по графической зависимости (рис. 1.3.13).

После чего приступают к проектированию оросителя.

Таблица 1.3.4

Значение коэффициентов a_1 и b_1

Тип насадки	a_1	b_1
Кольца Рашига	0,135	0,572
Седла Берля	0,060	0,598
Седла Инталлокс	0,040	0,601

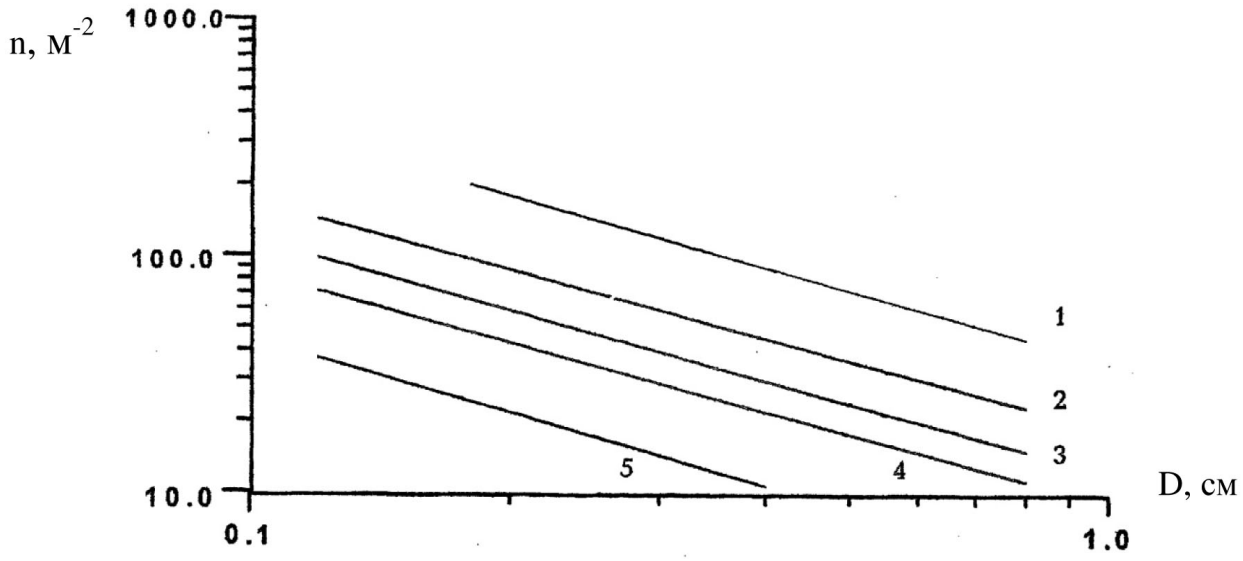


Рис. 1.3.13. Зависимость необходимого числа точек орошения от коэффициента растекания при разной высоте разравнивающего слоя насадки:
1 – 0,25 м; 2 – 0,5 м; 3 – 0,75 м; 4 – 1,00 м; 5 – 1,5 м

3.7. КОЛИЧЕСТВО УДЕРЖИВАЕМОЙ ЖИДКОСТИ

В насадочных аппаратах количество удерживаемой жидкости в единице объема можно определить как произведение удельной поверхности насадочных тел на среднюю толщину стекающей по ним пленки жидкости:

$$\Delta = a\delta_{\Sigma}, \qquad (1.3.18)$$

где δ_{Σ} – средняя толщина пленки жидкости, м.

Средняя толщина пленки жидкости зависит от угла наклона насадочных поверхностей к горизонту, являющегося случайной функцией при укладке насадочных тел в навал.

Толщину стекающей пленки жидкости по твердой поверхности в условиях, когда поток газа не оказывает существенного влияния на жидкость, можно определить по выражению:

$$\delta = \left(\frac{3}{4}\cdot\frac{\nu_{ж}^{2}}{g}\right)^{1/3} \mathrm{Re}^{1/3}\,\frac{1}{Sin^{1/3}\alpha}, \qquad (1.3.19)$$

где $\nu_{ж}$ – коэффициент кинематической вязкости жидкости, м^2/с;

α – угол наклона поверхности к горизонту.

Критерий Рейнольдса рассчитывается по выражению:

$$\mathrm{Re} = \frac{4i}{a\nu_{ж}}. \qquad (1.3.20)$$

Среднюю толщину пленки жидкости можно определить, принимая модель насадки в виде пластин с равновероятностным наклоном к горизонту:

$$\delta_{\Sigma} = \int_{0}^{\frac{\pi}{2}} \delta(\alpha)d\alpha = 2.21\cdot\left(\frac{3}{4}\cdot\frac{\nu_{ж}^{2}}{g}\right)^{1/3} \mathrm{Re}^{1/3}. \qquad (1.3.21)$$

Тогда исходя из выражения (1.3.18) с учетом выражения (1.3.21) получим:

$$\Delta = 2.21a\left(\frac{3}{4}\cdot\frac{\nu_{ж}^{2}}{g}\right)^{1/3} \mathrm{Re}^{1/3}. \qquad (1.3.22)$$

Это выражение справедливо при значении критерия Рейнольдса меньше 1600. Для режимов с критерием Рейнольдса больше 1600 выражение (1.3.22) рекомендуется умножить на комплекс $\left(\frac{\mathrm{Re}}{1600}\right)^{0.2}$.

3.8. МЕТОДЫ ГИДРАВЛИЧЕСКОГО РАСЧЕТА НАСАДОЧНЫХ АППАРАТОВ

Методы гидравлического расчета насадочных аппаратов включают в себя проектный и поверочный расчеты.

Проектный расчет предназначен для определения диаметра и гидравлического сопротивления насадочного слоя проектируемого колонного аппарата при заданной производительности и требуемых коэффициентов увеличения и уменьшения нагрузки.

Поверочный расчет предназначен для определения работоспособности ранее спроектированной колонны в заданных режимах работы, в том числе гидравлического сопротивления и коэффициентов увеличения и уменьшения нагрузки. Поверочный расчет может быть использован также при реконструкции существующих колонн.

Расчеты выполняются для всех характерных сечений колонн. Характерные расчетные сечения назначаются для тех участков колонны, на которых газовые и жидкостные нагрузки достигают экстремальных значений или резко меняются по величине (места ввода питания и подачи орошений, под выводом циркуляционных орошений, вывода боковых погонов, низа колонны и т.д.).

3.8.1. ПОРЯДОК ПРОЕКТНОГО РАСЧЕТА НАСАДОЧНОГО АППАРАТА

Расчет начинают с определения предельной скорости газа $w_з$(скорости захлебывания), которую можно определить по уравнению (1.3.1) или (1.3.2), в зависимости от давления в системе.

После нахождения скорости захлебывания принимают рабочую скорость газа $w_р$, учитывая условия (1.3.3) и (1.3.4).

По принятой рабочей скорости газа находят диаметр колонны

$$D = \sqrt{\frac{4Q_г}{\pi w_p}}, \qquad (1.3.23)$$

где $Q_г$ – объемный расход газа, м^3/с.

После определения внутреннего диаметра, его уточняют в соответствии с действующей нормативной документацией (см. Приложение 1) [8].

Для нового значения диаметра насадочного аппарата уточняют рабочую скорость газа

$$w_0 = \frac{4Q_г}{\pi D^2}. \qquad (1.3.24)$$

Высоту рабочего насадочного слоя определяют по результатам технологического расчета процесса.

Для продолжения дальнейших расчетов необходимо рассчитать коэффициент растекания $\tilde{D}$ по выражению (1.3.17).

После чего, задавшись высотой разравнивающего слоя насадки, определяют необходимое число точек орошения оросительного устройства.

Общую высоту насадочного слоя определяют как сумму высоты рабочего слоя насадки и высоты разравнивающего слоя насадки. По значению общей высоты насадочного слоя рассчитывают гидравлическое сопротивление слоя насадки ΔP по выражению (1.3.12).

Затем определяют величину удельной задержки жидкости (выражение (1.3.22)), и рассчитывают, при необходимости, перераспределители, отбойные устройства и распределители газа.

3.8.2. ПОРЯДОК ПОВЕРОЧНОГО РАСЧЕТА НАСАДОЧНОГО АППАРАТА

Расчет начинают с определения предельной скорости газа $w_з$ (скорости захлебывания). При этом должно выполняться следующее условие:

– для пенящихся жидкостей:

$$w_0 \le 0{,}5 w_з; \qquad (1.3.25)$$

– для не пенящихся жидкостей:

$$w_0 \le 0{,}7 w_з . \qquad (1.3.26)$$

При не выполнении этих условий рассчитывают коэффициент снижения нагрузки ϕ:

– для пенящихся жидкостей:

$$\phi = \frac{0{,}5 w_з}{w_0} ; \qquad (1.3.27)$$

– для не пенящихся жидкостей:

$$\phi = \frac{0{,}7 w_з}{w_0} . \qquad (1.3.28)$$

Далее, по количеству точек орошения n и коэффициенту растекания $\tilde{D}$, рассчитывают высоту разравнивающего слоя $H_{раз}$. При этом должно выполняться условие

$$H - H_{раз} \ge H_{раб} , \qquad (1.3.29)$$

где H – общая высота насадочного слоя, м;

$H_{раб}$ – рабочая высота насадки, м.

После чего рассчитываю гидравлическое сопротивление орошаемой насадки, количество удерживаемой жидкости в слое насадки, при необходимости, проверяют работоспособность отбойных устройств и распределителей газа.

3.8.3. ПОРЯДОК ПРИБЛИЖЕННОГО ГИДРАВЛИЧЕСКОГО РАСЧЕТА НАСАДКИ МЕЛЛАПАК ФИРМЫ «SULZER»

Целью приближенного гидравлического расчета насадки Меллапак фирмы «Sulzer» является определение диаметра проектируемой колонны. Диаметр колонны определяют по диаграмме нагрузки (рис. 1.3.14), определяющей зависимость максимального фактора нагрузки $C_{g,\max}$ от параметра потока ψ .

Параметр потока вычисляется по выражению:

$$\psi = \frac{L}{G} \cdot \sqrt{\frac{\rho_г}{\rho_ж}}. \qquad (1.3.30)$$

По полученному значению максимального фактора нагрузки рассчитывают площадь поперечного сечения проектируемой колонны:

$$S = \frac{G_c}{(0.75 \div 0.8) \cdot C \cdot C_{g,\max} \cdot \sqrt{\rho_г(\rho_ж - \rho_г)}}, \qquad (1.3.31)$$

где G_c – секундный массовый расход газа, кг/с;

C – поправочный коэффициент.

Значения поправочного коэффициента C для различных типов насадки Меллапак приведены в табл. 1.3.5.

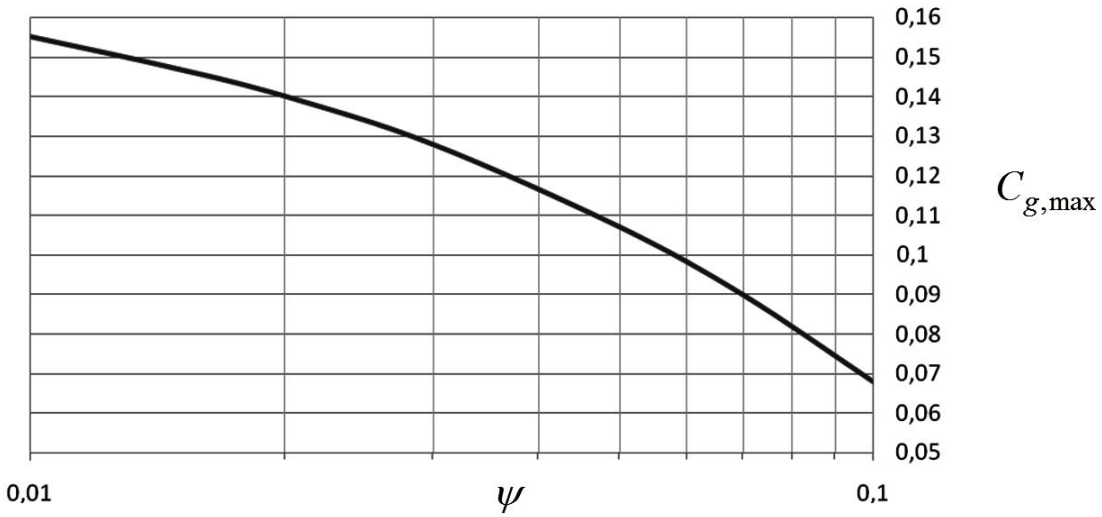


Рис. 1.3.14. Зависимость максимального фактора нагрузки $C_{g,\max}$ от параметра потока ψ

Затем приступают к расчету внутреннего диаметра колонного аппарата:

$$D = \sqrt{\frac{4S}{\pi}}. \qquad (1.3.32)$$

После его определения, диаметр уточняют в соответствии с действующей нормативной документацией (см. Приложение 1) [8].

Рассмотренный порядок предварительного расчета колонн, оснащенных насадкой Меллапак фирмы «Sulzer» справедлив при следующих ограничениях:

– коэффициент динамической вязкости жидкости менее 2 Па·с;

– давление в колонне менее 0.2 МПа.

Таблица 1.3.5

Значения поправочного коэффициента *C* для различных видов насадки

Тип насадки	Коэффициент *C*
125.X	1.50
125.Y	1.25
170.X	1.51
170.Y	1.14
250.X	1.25
250.Y	1.00
350.Y	0.85
500.X	1.00
500.Y	0.70
750.Y	0.63

3.9. ПРИМЕР ГИДРАВЛИЧЕСКОГО РАСЧЕТА НАСАДОЧНОГО АППАРАТА

Определить диаметр аппарата, величину удельной задержки жидкости и гидравлическое сопротивление одного метра насадки орошаемого аппарата, если:

– расход газа 3635 кг/час;

– расход жидкости 2027 кгч;

– плотность газа – 3,67 кг/м^3;

– плотность жидкости – 624 кг/м^3;

– коэффициент динамической вязкости газа – 0,017 сП;

– коэффициент динамической вязкости жидкости – 3,5 сП;

– жидкость – пенящаяся;

– тип контактных устройств – Керамические кольца Рашига 10x10x1,8 уложенные в навал;

– давление в колонне – 0,15 МПа.

Решение. По табл. 1.3.1 определяе значения удельной поверхности a и свободного объема ε.

$$a = 440 \text{ м}^3/\text{м}^2;$$

$$\varepsilon = 0.69.$$

Учитывая, что насадка кольцеобразная, по уравнению (1.3.1) определим предельную скорость газа:

$$\lg\left(\frac{w_з^2 440}{9.81 \cdot 0.69^3} \cdot \frac{3.67}{624} \cdot \left(\frac{3.5 \cdot 10^{-3}}{0.001}\right)^{0.16}\right) =$$

$$= 0.079 - 1.75 \cdot \left(\frac{2027}{3635}\right)^{0.25} \cdot \left(\frac{3.67}{624}\right)^{0.125},$$

$$w_з = 0.442 \text{ м/с}.$$

Так как жидкость пенящаяся, то рабочую скорость газа выбираем из диапазона:

$$w_0 = 0.4 \div 0.5 w_з;$$

$$w_0 = 0.45 \cdot 0.442 = 0.2 \text{ м/с}.$$

После определения рабочей скорости газа, определяют диаметр колонны:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot 0.275}{\pi \cdot 0.2}} = 1.324 \text{ м}.$$

Ближайшим большим стандартным диаметром будет

$$D == 1.4 \text{ м}.$$

Для нового значения диаметра насадочного аппарата уточняют рабочую скорость газа

$$w_0 = \frac{4 \cdot 0.275}{\pi \cdot 1.4^2} = 0.179 \text{ м/с}.$$

Для определения величины удельной задержки жидкости необходимо рассчитать, чему равна плотность орошения:

$$i = \frac{Q_{ж}}{S},$$

где $Q_{ж}$ – объемный расход жидкости, м^3/с,

S – Площадь поперечного сечения колонны, м^2.

$$i = \frac{0.000902}{1.539} = 0.000586\,\text{м}^3/\text{м}^2\cdot\text{с},$$

и чему равен критерий Рейнольдса (выражение (1.3.20)):

$$\text{Re} = \frac{4 \cdot 0.000586}{440 \cdot 0.00000561} = 1.044.$$

Так как критерий Рейнольдса меньше 1200, то для определения величины удельной задержки жидкости воспользуемся выражением (1.3.22):

$$\Delta = 2.21 \cdot 440 \cdot \left(\frac{3}{4} \cdot \frac{0.00000561^2}{9.81}\right)^{1/3} 1.044^{1/3} = 0.132\ \text{м}^3/\text{м}^3.$$

Расчет гидравлического сопротивления одного метра насадочного слоя начинают с определения эквивалентного диаметра (выражение (1.3.6)) и критерия Рейнольдса для газового потока (выражение (1.3.11):

$$d_э = \frac{4 \cdot 0.69}{440} = 0.00627\,\text{м};$$

$$\text{Re}_г = \frac{0.179 \cdot 0.00627 \cdot 3.67}{0.000017} = 242.$$

Для беспорядочно уложенных кольцевых насадок коэффициент трения может быть определен, с учетом значения критерия Рейнольдса для газового потока, по выражению (1.3.10):

$$\lambda = \frac{16}{242^{0.2}} = 5.338.$$

Зная значения коэффициента трения и эквивалентного диаметра по выражению (1.3.8) рассчитаем гидравлическое сопротивление одного метра неорошаемой насадки:

$$\frac{\Delta P_{сух}}{H} = 5.338 \frac{440 \cdot 3.67 \cdot 0.179^2}{8 \cdot 0.69^3} == 105.1 \text{ Па/м},$$

а по рассчитанному значению сопротивления сухого аппарата определим гидравлическое сопротивление одного метра орошаемой насадки (выражение (1.3.12)):

$$\frac{\Delta P}{H} = 1.4 \cdot 1051 = 147.1 \text{ Па/м}.$$

Значение коэффициента A_1 определяется по графику (рис. 1.3.12).

Контрольные вопросы

1. Какова конструкция насадочных аппаратов?
2. Что входит в основные конструктивные характеристики насадочных тел?
3. Что такое удельная поверхность насадки?
4. Что такое свободный объем насадки?
5. Какие требования предъявляются к насадочным телам?
6. Чем различаются регулярные и нерегулярные насадки?
7. Какие существуют режимы движения потоков газа и жидкости в насадочных колоннах?
8. Что такое скорость захлебывания?
9. Как изменяется скорость захлебывания при изменении плотности орошения?
10. Как изменяется скорость захлебывания при изменении свойств орошающей жидкости?
11. Как влияют на значение скорости захлебывания размеры насадочных тел?
12. Какие факторы влияют на выбор рабочей скорости газа насадочного аппарата?
13. Как определить гидравлическое сопротивление сухого насадочного аппарата?
14. Из каких слагаемых складывается гидравлическое сопротивление орошаемого аппарата?
15. Что такое смоченная поверхность насадки?

16. Что такое активная поверхность насадки?

17. Как выбрать количество точек орошения в насадочном аппарате?

18. Как определить количество удерживаемой жидкости в насадочном аппарате?

19. Каков порядок проектного гидравлического расчета насадочного аппарата?

20. Каков порядок поверочного гидравлического расчета насадочного аппарата?

Задачи

Задача 1. Определить скорость захлебывания колонного аппарата, оснащенного стальными кольцами Рашига 50х50х1.0, которые уложены в навал, по следующим данным: расход газа – 5 т/час; расход жидкости – 2,3 т/час; плотность газа – 2,74 кг/м^3; плотность жидкости – 873 кг/м^3; коэффициент динамической вязкости жидкости – 2.5 сП.

Задача 2. Как изменится скорость захлебывания, если в условии задачи 1:

– увеличить расход жидкости в 2 раза;

– использовать керамические седла Берля 38 мм.

Объяснить полученные результаты.

Задача 3. Определить диаметр колонного аппарата, оснащенного керамическими седлами Берля 38 мм, уложенными в навал, по следующим данным: расход газа – 3460 кг/час; расход жидкости – 11350 кг/час; плотность газа – 1,5 кг/м^3; плотность жидкости – 900 кг/м^3; коэффициент динамической вязкости жидкости – 1.5 сП. Жидкость – не пенящаяся.

Задача 4. Возможно ли использование колонны диаметром 1,2 м, оснащенной стальными кольцами Палля 50х50х1.0, которые уложены в навал, при следующих условиях: расход газа – 7,5 т/час; расход жидкости – 3,0 т/час; плотность газа – 2 кг/м^3; плотность жидкости –

850 кг/м^3; коэффициент динамической вязкости жидкости – 1.5 сП. Жидкость – пенящаяся.

Задача 5. Определить максимальное значение расхода жидкости в колонне по условию задачи 4.

Задача 6. Определить скорость захлебывания вакуумного колонного аппарата, который оснащен стальными кольцами Рашига 70х70х1.5, уложенными в навал, по следующим данным: расход газа – 10 т/час; расход жидкости – 2,5 т/час; плотность газа – 2,5 кг/м^3; плотность жидкости – 900 кг/м^3; коэффициент динамической вязкости жидкости – 2 сП.

Задача 7. Определить гидравлическое сопротивление 10-тиметрового слоя стальных колец Рашига 50х50х1.0, размещенных в колонне с внутренним диаметром 1,6 м. В колонну подается 15000 кг/час газа с плотностью 1,27 кг/м^3 и коэффициентом динамической вязкости – 0.0025 сП.

Задача 8. Определить гидравлическое сопротивление колонного аппарата по условию задачи 6, если в него подать жидкость с плотностью 900 кг/м^3 и коэффициентом динамической вязкости 0.0012 Па·с в количестве 7,5 т/час. Жидкость – не пенящаяся.

Задача 9. Как изменится сопротивление слоя насадки из задачи 8, если ее заменить на керамические седла Интеллокс 50 мм.

Задача 10. Определить гидравлическое сопротивление одного метра слоя керамических седел Берля 25 мм, если расход газа 11000 кг/ч, расход жидкости 6700 кг/ч, плотность газа – 2,5 кг/м^3, плотность жидкости 620 кг/м^3, коэффициент динамической вязкости газа – 0,015 сП, коэффициент динамической вязкости жидкости – 3 сП, жидкость – пенящаяся.

Задача 11. Определить коэффициенты смоченности и активности по условию задачи 8, считая, что число точек орошения равно 120, а коэффициент поверхностного натяжения – 0,07 Н/м.

Задача 12. Определить минимальное количество точек орошения, необходимое для эффективной работы колонны, которая оснащена стальными кольцами Рашига 50х50х1.0 и высотой разравнивающего слоя 500 мм.

Задача 13. Чему равна удельная задержка жидкости в колонне диаметром 1,0 м, которая оснащена стальными кольцами Палля 50x50x1.0, уложенными в навал, в которую подается жидкость с плотностью 780 кг/м^3 и коэффициентом динамической вязкости 0.002 Па·с в количестве 25000 кг/час.

Задача 14. Чему равна удельная задержка жидкости в колонне диаметром 2,0 м, которая оснащена стальными кольцами Рашига 120x120x12, уложенными в навал, в которую подается жидкость с плотностью 1000 кг/м^3 и коэффициентом динамической вязкости 0.001 Па·с в количестве 180 т/час.

Задача 15. Определить диаметр колонного аппарата, оснащенного регулярной насадкой Меллапак 250.X, по следующим данным: расход газа – 20000 кг/час; расход жидкости – 16000 кг/час; плотность газа – 3,5 кг/м^3; плотность жидкости – 650 кг/м^3.

Контрольная работа

По данным, приведенным в табл. 1.3.6, определить диаметр аппарата, величину удельной задержки жидкости и гидравлическое сопротивление одного метра насадки орошаемого аппарата. Способ укладки насадочных тел – в навал. Свойства потоков: плотность газа – 1,78 кг/м^3; плотность жидкости – 953 кг/м^3; коэффициент динамической вязкости газа – 0,0235 сП; коэффициент динамической вязкости жидкости – 2.6 сП; жидкость – не пенящаяся.

Таблица 1.3.6

Исходные данные

Номер варианта	Расход газа, кг/час	Расход жидкости, кг/час	Тип контактных устройств
1	5000	100	Керамические кольца Рашига 5x5x1,0
2	6000	1000	Керамические кольца Рашига 8x8x1,5
3	7000	1500	Керамические кольца Рашига 10x10x1,8
4	8000	2000	Керамические кольца Рашига 12x12x1,8
5	9000	1700	Керамические кольца Рашига 15x15x2,0
6	10000	5000	Керамические кольца Рашига 20x20x2,2

Продолжение табл. 1.3.6

Номер варианта	Расход газа, кг/час	Расход жидкости, кг/час	Тип контактных устройств
7	11000	7000	Керамические кольца Рашига 25х25х3,0
8	12000	8000	Керамические кольца Рашига 30х30х3,5
9	13000	10000	Керамические кольца Рашига 35х35х4,0
10	14000	12000	Керамические кольца Рашига 50х50х5,0
11	5000	200	Керамические кольца Рашига 60х60х6,0
12	6000	1200	Керамические кольца Рашига 60х60х8,0
13	7000	1800	Керамические кольца Рашига 70х70х7,0
14	8000	2100	Керамические кольца Рашига 80х80х8,0
15	9000	2000	Керамические кольца Рашига 80х80х10
16	10000	4500	Керамические кольца Рашига 100х100х10
17	11000	6600	Керамические кольца Рашига 120х120х12
18	12000	7800	Стальные кольца Рашига 8х8х0,3
19	13000	9500	Стальные кольца Рашига 10х10х0,5
20	14000	11000	Стальные кольца Рашига 8х8х0,3
21	5000	300	Стальные кольца Рашига 15х15х0,5
22	6000	1400	Стальные кольца Рашига 18х18х0,5
23	7000	2000	Стальные кольца Рашига 25х25х0,3
24	8000	2500	Стальные кольца Рашига 35х35х1,0
25	9000	2300	Стальные кольца Рашига 50х50х1,0
26	10000	4300	Стальные кольца Рашига 50х50х1,0
27	11000	6200	Стальные кольца Рашига 70х70х1,5
28	12000	7500	Стальные кольца Рашига 80х80х1,5
29	13000	9000	Стальные кольца Рашига 100х100х1,5
30	14000	10000	Керамические кольца Палля 25х25х3,0
31	5000	400	Керамические кольца Палля 35х35х4,0
32	6000	1600	Керамические кольца Палля 50х50х5,0
33	7000	2200	Керамические кольца Палля 60х60х6,0
34	8000	2700	Стальные кольца Палля 15х15х0,4
35	9000	2600	Стальные кольца Палля 25х25х0,6
36	10000	4100	Стальные кольца Палля 35х35х0,8
37	11000	6000	Стальные кольца Палля 50х50х1,0
38	12000	7000	Керамические седла Берля 12,5 мм

Продолжение табл. 1.3.6

Номер варианта	Расход газа, кг/час	Расход жидкости, кг/час	Тип контактных устройств
39	13000	8500	Керамические седла Берля 25 мм
40	14000	9000	Керамические седла Берля 38 мм
41	5000	500	Керамические седла Интеллокс 12,5 мм
42	6000	1800	Стальные кольца Рашига 80х80х1,5
43	7000	2400	Керамические седла Интеллокс 25 мм
44	8000	2900	Керамические седла Интеллокс 38 мм
45	9000	2800	Керамические седла Интеллокс 50 мм
46	10000	4000	Керамические кольца Рашига 5х5х1,0
47	11000	5500	Керамические кольца Рашига 8х8х1,5
48	12000	6800	Керамические кольца Рашига 10х10х1,8
49	13000	8000	Керамические кольца Рашига 12х12х1,8
50	14000	8000	Керамические кольца Рашига 15х15х2,0
51	5000	600	Керамические кольца Рашига 20х20х2,2
52	6000	2000	Керамические кольца Рашига 25х25х3,0
53	7000	2600	Керамические кольца Рашига 30х30х3,5
54	8000	3100	Керамические кольца Рашига 35х35х4,0
55	9000	3000	Керамические кольца Рашига 50х50х5,0
56	10000	3800	Керамические кольца Рашига 60х60х6,0
57	11000	5300	Керамические кольца Рашига 60х60х8,0
58	12000	6600	Керамические кольца Рашига 70х70х7,0
59	13000	7500	Керамические кольца Рашига 80х80х8,0
60	14000	7500	Керамические кольца Рашига 80х80х10
61	5000	700	Керамические кольца Рашига 100х100х10
62	6000	2200	Керамические кольца Рашига 120х120х12
63	7000	2800	Стальные кольца Рашига 8х8х0,3
64	8000	3500	Стальные кольца Рашига 10х10х0,5
65	9000	3300	Стальные кольца Рашига 15х15х0,5
66	10000	3700	Стальные кольца Рашига 15х15х0,5
67	11000	5200	Стальные кольца Рашига 18х18х0,5
68	12000	6200	Стальные кольца Рашига 25х25х0,3
69	13000	7000	Стальные кольца Рашига 35х35х1,0
70	14000	7000	Стальные кольца Рашига 50х50х1,0

Окончание табл. 1.3.6

Номер варианта	Расход газа, кг/час	Расход жидкости, кг/час	Тип контактных устройств
71	5000	800	Стальные кольца Рашига 50х50х1,0
72	6000	2400	Стальные кольца Рашига 70х70х1,5
73	7000	3000	Стальные кольца Рашига 80х80х1,5
74	8000	3700	Стальные кольца Рашига 100х100х,1,5
75	9000	3600	Керамические кольца Палля 25х25х3,0
76	10000	3200	Керамические кольца Палля 35х35х4,0
77	11000	5000	Керамические кольца Палля 50х50х5,0
78	12000	6000	Керамические кольца Палля 60х60х6,0
79	13000	6500	Стальные кольца Палля 15х15х0,4
80	14000	6500	Стальные кольца Палля 25х25х0,6
81	5000	900	Стальные кольца Палля 35х35х0,8
82	6000	2600	Стальные кольца Палля 50х50х1,0
83	7000	3200	Керамические седла Берля 12,5 мм
84	8000	3900	Керамические седла Берля 25 мм
85	9000	3800	Керамические седла Берля 38 мм
86	10000	3000	Керамические седла Интеллокс 12,5 мм
87	11000	4800	Стальные кольца Рашига 80х80х1,5
88	12000	5500	Керамические седла Интеллокс 25 мм
89	13000	6200	Керамические седла Интеллокс 38 мм
90	14000	6000	Керамические седла Интеллокс 50 мм
91	5000	1000	Стальные кольца Палля 15х15х0,4
92	6000	2800	Стальные кольца Палля 25х25х0,6
93	7000	3500	Стальные кольца Палля 35х35х0,8
94	8000	4200	Стальные кольца Палля 50х50х1,0
95	9000	4000	Керамические седла Берля 12,5 мм
96	10000	2800	Керамические седла Берля 25 мм
97	11000	4600	Керамические седла Берля 38 мм
98	12000	5000	Стальные кольца Рашига 50х50х1,0
99	13000	6000	Стальные кольца Рашига 70х70х1,5
100	14000	5000	Стальные кольца Рашига 80х80х1,5

Окончание табл. 1.3.6

Номер варианта	Расход газа, кг/час	Расход жидкости, кг/час	Тип контактных устройств
71	5000	800	Стальные кольца Рашига 50х50х1,0
72	6000	2400	Стальные кольца Рашига 70х70х1,5
73	7000	3000	Стальные кольца Рашига 80х80х1,5
74	8000	3700	Стальные кольца Рашига 100х100х,1,5
75	9000	3600	Керамические кольца Палля 25х25х3,0
76	10000	3200	Керамические кольца Палля 35х35х4,0
77	11000	5000	Керамические кольца Палля 50х50х5,0
78	12000	6000	Керамические кольца Палля 60х60х6,0
79	13000	6500	Стальные кольца Палля 15х15х0,4
80	14000	6500	Стальные кольца Палля 25х25х0,6
81	5000	900	Стальные кольца Палля 35х35х0,8
82	6000	2600	Стальные кольца Палля 50х50х1,0
83	7000	3200	Керамические седла Берля 12,5 мм
84	8000	3900	Керамические седла Берля 25 мм
85	9000	3800	Керамические седла Берля 38 мм
86	10000	3000	Керамические седла Интеллокс 12,5 мм
87	11000	4800	Стальные кольца Рашига 80х80х1,5
88	12000	5500	Керамические седла Интеллокс 25 мм
89	13000	6200	Керамические седла Интеллокс 38 мм
90	14000	6000	Керамические седла Интеллокс 50 мм
91	5000	1000	Стальные кольца Палля 15х15х0,4
92	6000	2800	Стальные кольца Палля 25х25х0,6
93	7000	3500	Стальные кольца Палля 35х35х0,8
94	8000	4200	Стальные кольца Палля 50х50х1,0
95	9000	4000	Керамические седла Берля 12,5 мм
96	10000	2800	Керамические седла Берля 25 мм
97	11000	4600	Керамические седла Берля 38 мм
98	12000	5000	Стальные кольца Рашига 50х50х1,0
99	13000	6000	Стальные кольца Рашига 70х70х1,5
100	14000	5000	Стальные кольца Рашига 80х80х1,5

ГЛАВА 4. ГИДРОДИНАМИКА АППАРАТОВ С ВЕРТИКАЛЬНЫМИ КОНТАКТНЫМИ РЕШЕТКАМИ

Современные тенденции развития насадочных устройств свидетельствуют о перспективности использования принципа дробления жидкости газовым потоком. Резкое увеличение эффективности переноса и снижение энергозатрат на распад жидкости достигаются при организации пленочного течения жидкости по вертикальным решеткам (сеткам), сквозь отверстия которых проходит газ. В этом случае преобразование жидкости в удобную для распада пленочную форму течения происходит за счет энергии поверхностного натяжения.

Впервые принцип газожидкостного взаимодействия на вертикальных контактных решетках был предложен профессором Н.И. Тагановым в 1964 г. [13, 14, 15]. Дальнейшее развитие этого направления привело к созданию нового класса колонных тепломассообменных аппаратов с вертикальными контактными решетками (АВР).

4.1. ПРИНЦИП ДЕЙСТВИЯ

Основными элементами насадки АВР (рис. 1.4.1) являются вертикальные решетки и сливные зигзагообразные перегородки, образующие контактные камеры (ступени контакта).

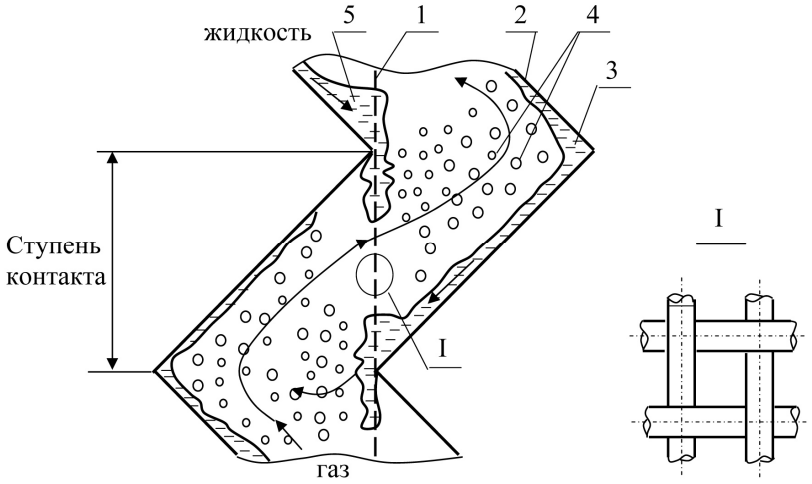


Рис. 1.4.1. Схема газожидкостного взаимодействия в насадке АВР:
1 – вертикальная решетка; 2 – зигзагообразная перегородка; 3 – пленочный поток; 4 – капельный поток; 5 – клиновидный гидрозатвор

Газ поступает в нижнюю часть и проходит вверх, многократно пересекая контактную решетку. Жидкость поступает в верхнюю часть аппарата и, стекая по контактным решеткам, последовательно на каждой ступени распыливается газом. В контактных камерах образуется обширный капельный факел, направленный на сливные перегородки. При ударе о сливную перегородку капли жидкости преобразуются в жидкую пленку, которая стекает в нижележащую контактную камеру.

Резкие изменения направления движения газа в аппарате создают благоприятные условия для сепарации фаз.

4.2. ГИДРОДИНАМИЧЕСКИЕ РЕЖИМЫ РАБОТЫ НАСАДКИ АВР

На рис. 1.4.2 представленная зависимость гидравлического сопротивления слоя насадки АВР от скорости газа. На этом графике можно выделить четыре области работы [14].

При низких плотностях орошения и низких скоростях газа возникает пленочный режим (область I). Характерным для этого режима является то, что вся жидкость стекает по решетке в виде пленки и практически не увлекается газовым потоком. В этой области силы поверхностного натяжения преобладают над динамическими силами, возникающими в жидкостной пленке под действием газового потока.

С увеличением плотности орошения отверстия решетки перекрываются жидкостной пленкой, а давление перед решеткой повышается до величины, необходимой для ее прорыва. После прорыва пленки давление вновь падает, а это вызывает восстановление жидкостной пленки у ряда отверстий. Этот режим периодического прорыва и восстановления жидкостной пленки получил название клапанного. С увеличением скорости газа освобождается от жидкостной пленки все большее число отверстий, при этом средний перепад давления на решетке остается постоянным (область II).

Клапанный режим будет существовать до определенной скорости газа, при которой все отверстия решетки будут освобождены от жидкостной пленки. Дальнейшее повышение скорости приведет к возникновению струйного режима, при котором перепад давления на решетке вновь будет зависеть от скорости газа.

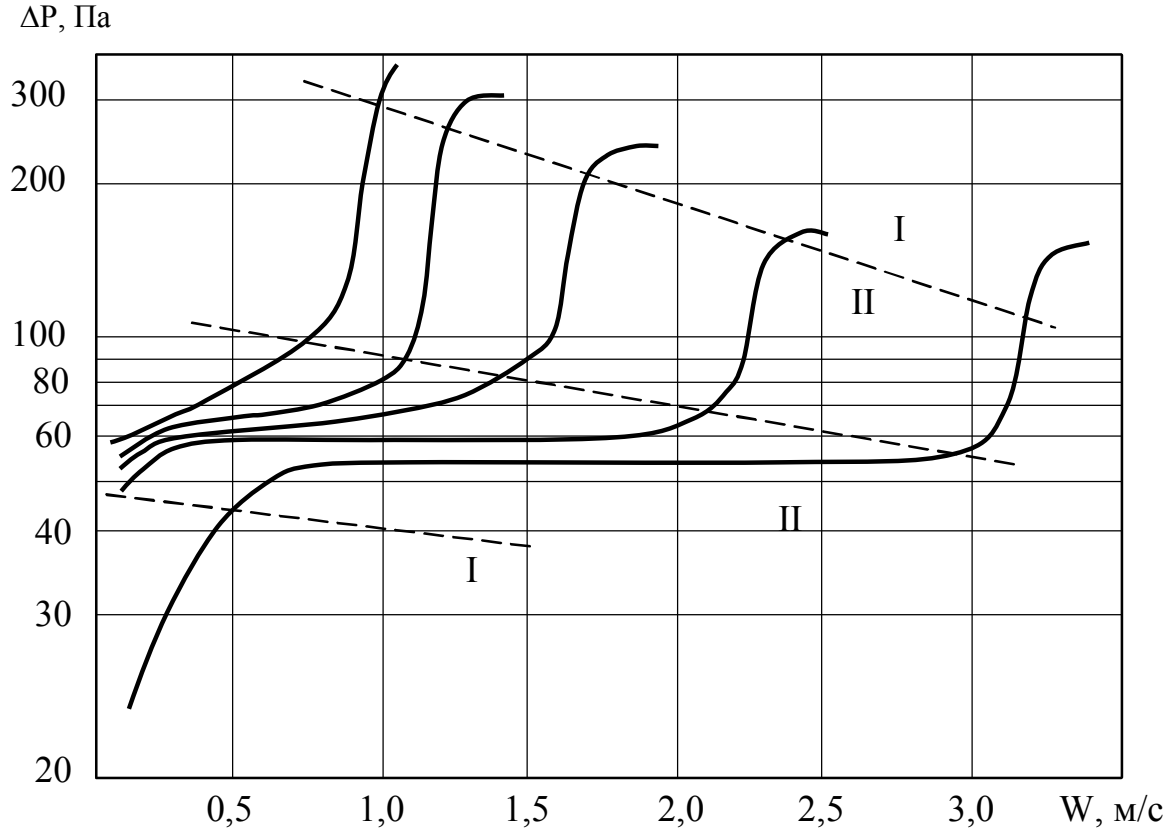


Рис. 1.4.2. Зависимость гидравлического сопротивления ступени контакта насадки АВР от скорости газа при различных плотностях орошения

Струйный режим (область III) характеризуется высокими значениями относительного количества жидкости, уносимой газом на вышележащие ступени контакта, причем жидкостная пленка активно дробится на капли, значительно различающиеся размерами. Дальнейшее увеличение скорости газа приводит к уменьшению среднего диаметра капель и снижению полидисперсности их состава, а струйный режим переходит в эжекционный.

При дальнейшем росте скорости газа происходит накопление жидкости в контактной камере (область IV), до полного захлебывания аппарата.

4.3. ОСНОВНЫЕ КОНСТРУКЦИИ НАСАДКИ АВР

Базовой конструкцией насадок АВР является конструкция, представленная на рис. 1.4.1 [14]. В качестве контактной решетки используются плетеные сетки большого свободного сечения (50-80%). Благодаря хорошим условиям сепарации фаз и большому свободному объему достигаются высокие значения нагрузок по газу и жидкости ($F_S = 3 \div 6\,\text{Па}^{0,5}$, $i = 20 \div 250\,\text{м}^3/\text{м}^2\cdot\text{ч}$). Капельный характер взаимодействия фаз делает эти аппараты малочувствительными к обработке пенообразующих жидкостей, а малое время пребывания дает возможность для эффективной переработки термолабильных веществ.

Металлоемкость конструкции может быть существенно снижена при полочном исполнении сливных перегородок (рис. 1.4.3). При этом встречные потоки жидкости создают условия для интенсификации обменных процессов.

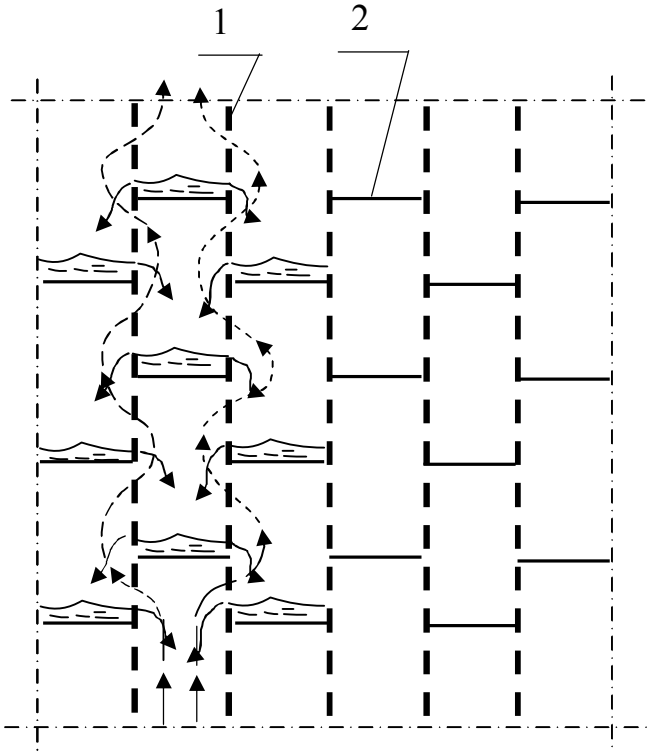


Рис. 1.4.3. Полочная насадка АВР:
1 – контактная решетка; 2 – сливная перегородка

Однако в аппаратах такой конструкции ухудшается сепарационная способность межступенчатого пространства, что снижает производительность по газу и жидкости.

Конструкция насадки АВР, представленная на рис. 1.4.4, позволяет обеспечить повторное дробление жидкости на каждой ступени контакта в аппарате и улучшить межступенчатую сепарацию жидкости. С этой целью в контактных камерах установлены дополнительные зигзагообразные перегородки, выполненные из сеток большого свободного сечения. Такая конструкция позволяет увеличить поверхность контакта фаз.

В конструкции насадки АВР, представленной на рис. 1.4.5, может быть реализован развитый струйно-эжекционный режим. Для этой цели использованы контактные решетки со свободным сечением 20÷40%, а перелив жидкости осуществлен через гидрозатвор.

Для работы при сверхвысоких нагрузках по жидкости (до 400 $м^3/м^2 \cdot ч$) разработана специальная конструкция насадки АВР, представленная на рис. 1.4.6.

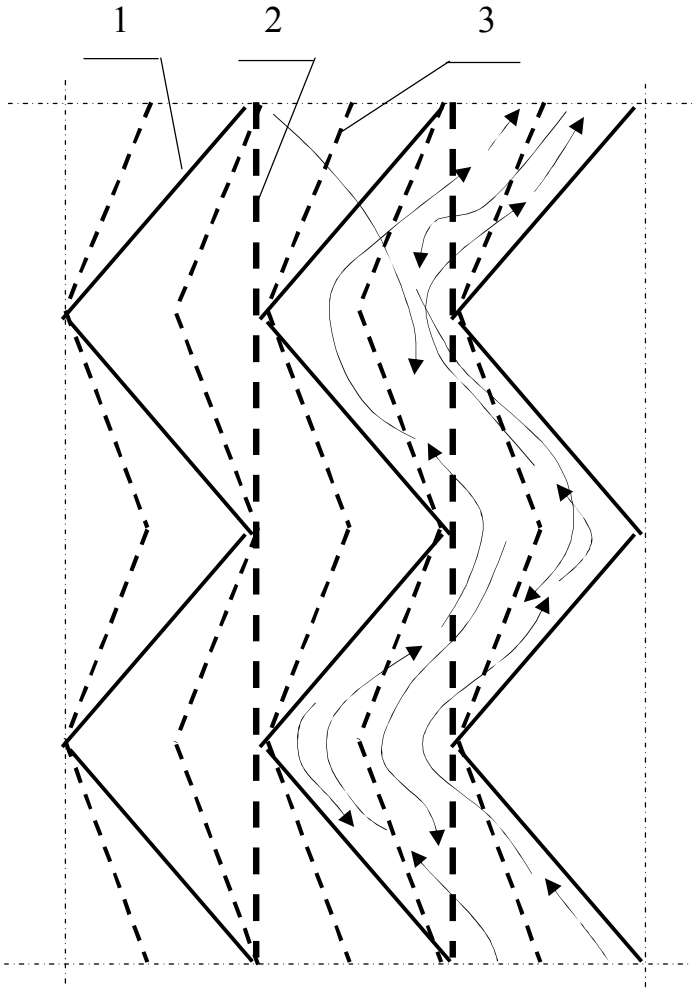


Рис. 1.4.4. Насадка АВР с сеткой вторичного дробления жидкости:
1 – перегородка; 2 – контактная решетка; 3 – вторичная сетка

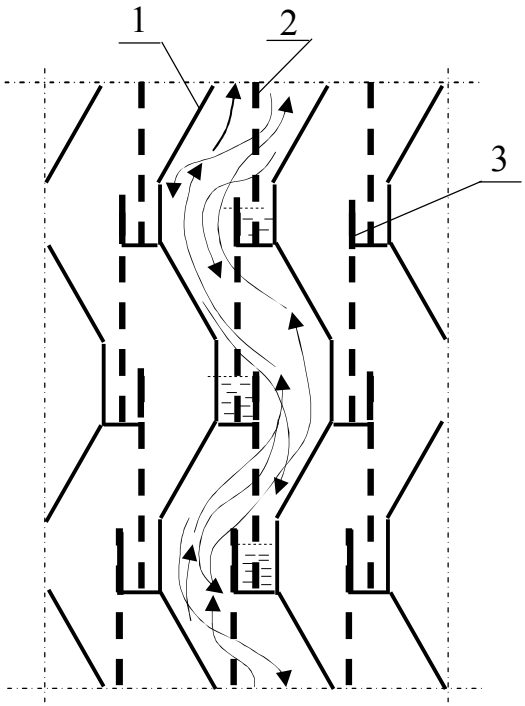


Рис. 1.4.5. Насадка АВР с гидрозатворами:
1 – перегородка; 2 – контактная решетка; 3 – сливная перегородка

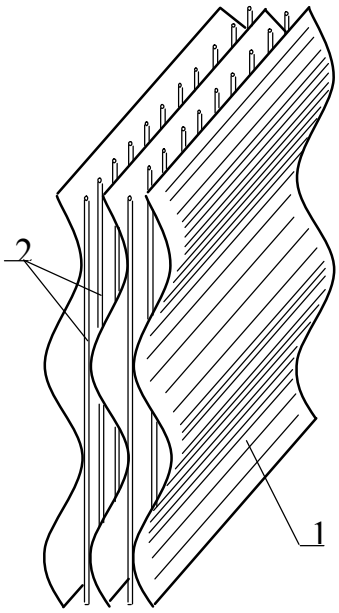


Рис. 1.4.6. Аппарат АВР струнного типа:
1 – скругленная зигзагообразная перегородка; 2 – контактные струны

Улучшение гидродинамики аппарата достигается за счет скругления сливных перегородок и организации контактной решетки в виде струн. При этом резко снижается гидравлическое сопротивление аппарата, повышаются пеногасящие свойства, и появляется возможность обработки жидкостей, содержащих механические примеси.

4.4. ОСНОВНЫЕ ГИДРОДИНАМИЧЕСКИЕ ПАРАМЕТРЫ НАСАДКИ АВР

Основными гидродинамическими параметрами, определяющими работу насадок АВР, являются: скорость захлебывания, гидравлическое сопротивление, поверхность контакта фаз, задержка жидкости в аппарате.

4.4.1. СКОРОСТЬ ЗАХЛЕБЫВАНИЯ

Уравнение для расчета предельных режимов работы насадки АВР можно получить, рассмотрев схему течения потоков на одной ступени контакта высотой и шириной a (рис. 1.4.7) [15]. Газ проходит сквозь контактную решетку в двух зонах: верхней, на участке $H - h_x$ и нижней, на участке h_y, причем в верхней зоне сплошной фазой является газ, а в нижней – жидкость. Основная часть газа в рабочих условиях проходит через верхнюю – распылительную зону. Однако с ростом скорости газа и плотности орошения высота жидкостного клина h_x растет, вследствие роста общего перепада давления на ступени ΔP. Нижняя зона становится доминирующей и при условии равенства высоты жидкостного клина высоте ступени контакта наступает режим захлебывания.

Предельная скорость газа в поперечном сечении аппарата может быть определена по выражению:

$$W_з = \frac{1}{a}\sqrt{\frac{g}{\xi_{г-ж}} \cdot \frac{\rho_ж}{\rho_г}} \cdot \left(H - \left(\frac{\xi_ж}{g} \Gamma_V{}^2 \right)^{1/3} - \frac{\Delta P_\sigma}{g\rho_ж} \right)^{3/2}, \qquad (1.4.1)$$

где $\rho_ж$ – плотность жидкости, кг/м^3;

$\rho_г$ – плотность газа, кг/м^3;

Γ_V – линейная плотность орошения, м^3/м·с;

ΔP_σ – гидравлическое сопротивление орошаемой сетки, связанное с преодолением сил поверхностного натяжения, Па;

$\xi_{г-ж}$ – эффективный коэффициент гидравлического сопротивления, учитывающий всю совокупность факторов, влияющих на потери напора при прохождении газа через жидкостной клин;

$\xi_{ж}$ – коэффициент гидравлического сопротивления контактной решетки при течении жидкости.

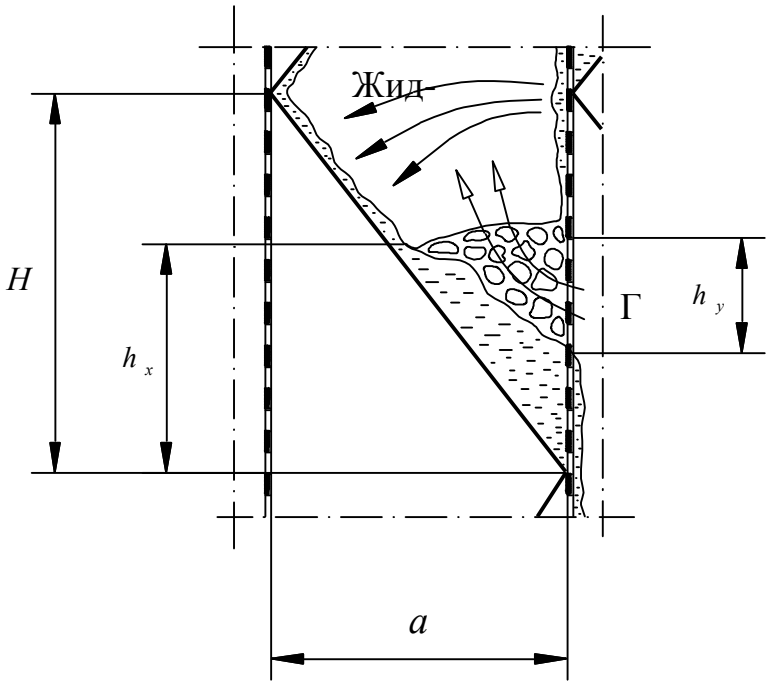


Рис. 1.4.7. Схема взаимодействия потоков в контактной камере

Зависимости для определения $\xi_{г-ж}$ и $\xi_{ж}$ получены на основе обобщения экспериментальных данных и имеют следующий вид:

$$\xi_{г-ж} = 30\left(\frac{H}{a}\right)^2; \qquad (1.4.2)$$

$$\xi_{ж} = 72\left(\frac{H}{a} - 0.6\right). \qquad (1.4.3)$$

Гидравлическое сопротивление орошаемой сетки может быть рассчитано по уравнению:

$$\Delta P_{\sigma} = \frac{4\sigma}{d_{экв}}, \qquad (1.4.4)$$

где σ − поверхностное натяжение, Н/м;

$d_{экв}$ − эквивалентный диаметр ячейки контактной решетки, м.

4.4.2. ГИДРАВЛИЧЕСКОЕ СОПРОТИВЛЕНИЕ

Движение газа в неорошаемом зигзагообразном канале характеризуется значительной неравномерностью распределения полей скоростей и давлений в сечениях канала. В зависимости от формы и размеров каналов (рис. 1.4.8) возможны два случая движения газового потока: первый – когда после каждого поворота поток успевает расшириться до полного сечения канала, а поля скоростей и давлений стабилизироваться. Этот случай наблюдается при выполнении условия $\frac{l}{b} > 4 \div 6$. Структура потока после каждого поворота в таком канале идентична структуре потока в одном колене и гидравлическое сопротивление канала может быть рассчитано по уравнению [14, 15]:

$$\Delta P = n\xi \frac{w^2 \rho_г}{2}, \qquad (1.4.5)$$

где n − число поворотов;

ξ − коэффициент сопротивления одного поворота;

w − скорость газа в полном сечении канала, м/с.

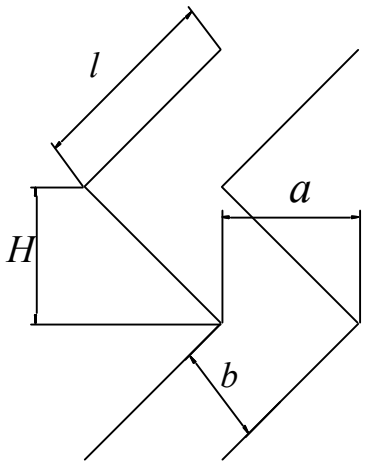


Рис. 1.4.8. Основные размеры зигзагообразного канала:
l – длина колена зигзагообразного канала; b – ширина канала;
a – ширина ступени контакта; H – высота ступени контакта

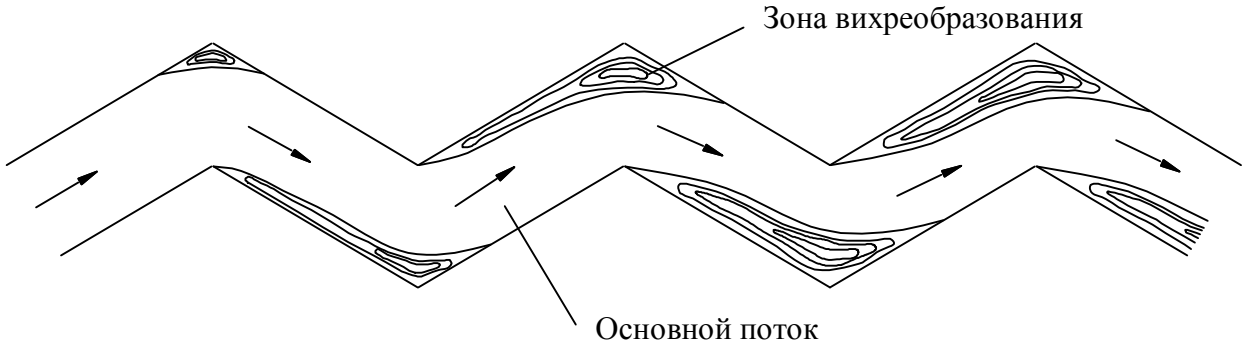


Рис. 1.4.9. Схема движения потока в зигзагообразном канале при $\frac{l}{b} < 4$

Второй случай наблюдается при условии $\frac{l}{b} < 4$. При этом структура потока после первого поворота характеризуется обширной зоной вихреобразования (рис. 1.4.9) у внутренней стенки, а у внешней стенки область вихреобразования практически отсутствует. Последующие повороты происходят с отрывом потока от внешней стенки канала, причем область вихревой зоны у внешней стенки возрастает от поворота к повороту. После того, как области вихревых зон у внутренней и внешней стенок станут равными друг другу, поток можно считать стабилизированным. Длина участка стабилизации может достигать 10÷15 поворотов.

В этом случае сопротивление одной ступени можно определить по выражению:

$$\Delta P = \xi_э \frac{w^2 \rho_г}{2}, \qquad (1.4.6)$$

где $\xi_э$ − эффективный коэффициент сопротивления канала.

Эффективный коэффициент сопротивления канала учитывает потери напора при повороте канала и потери на удар при расширении потока после поворота.

Для каналов с числом поворотов более десяти этот коэффициент может быть рассчитан по эмпирической зависимости:

$$\xi_э = \frac{0.85}{\varepsilon_0} \cdot \frac{1 + \frac{H}{a}}{\left(\frac{H}{a}\right)^2}, \qquad (1.4.7)$$

где $\varepsilon_0 = 1 - 0.9e^{-0.4\left(\frac{H}{a}\right)^2}$ – коэффициент сужения потока.

Наличие в зигзагообразном канале контактной решетки обуславливает дополнительные потери напора.

В этом случае сопротивление одной ступени сухого канала с сеткой можно определить по выражению:

$$\Delta P_c = \xi_c \frac{w^2 \rho_г}{2}, \qquad (1.4.8)$$

где ξ_c − эмпирический коэффициент сопротивления канала с сеткой.

Обработка экспериментальных данных позволила с высокой степенью точности определить значение ξ_c:

$$\xi_c = \frac{0.85}{\varepsilon_p} \cdot \frac{1 + \frac{H}{a}}{\left(\frac{H}{a}\right)^2} + \xi_p \frac{\sqrt{1 + \left(\frac{H}{a}\right)^2}}{\frac{H}{a}}, \qquad (1.4.9)$$

где $\varepsilon_p = \varepsilon_0 \left(\frac{1 + \xi_p}{1 + 0.52 \xi_p \varepsilon_0^2} \right)^{0.5}$,

$$\xi_p = 1.3(1 - f_p) + \left(\frac{1}{f_p} - 1 \right)^2,$$

f_p − свободное сечение решетки.

Анализ выражения для определения эмпирический коэффициент сопротивления канала с сеткой показал, что при увеличении ξ_p первое слагаемое уменьшается, а второе – увеличивается, и при определенных соотношениях параметров коэффициент сопротивления может быть меньше чем коэффициент сопротивления пустого канала.

Это явление связано с растеканием газового потока на решетке, а, следовательно, с увеличением ширины равномерного потока в канале.

При подаче орошения характер гидравлического сопротивления аппарата с насадкой АВР существенно меняется и связано это с проявлением капиллярных сил жидкости смачивающей контактную решетку.

В процессе работы можно выделить два основных режима: клапанный и струйно-эжекционный.

Для клапанного режима гидравлическое сопротивление ступени контакта насадки АВР справедливо следующее выражение:

$$\Delta P_{кл} = \Delta P_{\sigma}, \tag{1.4.10}$$

а для струйно-эжекционного:

$$\Delta P_{э} = \left(1 + 1915 \cdot \left(\frac{i}{\sqrt{gH}}\right)^{1.69}\right)\Delta P_{c} + 0.75\Delta P_{\sigma}, \tag{1.4.11}$$

где i – плотность орошения, м^3/м^2·с.

Условие перехода из одного режима в другой можно получить из условия равенства гидравлических сопротивлений при скорости газа, соответствующей переходу из клапанного режима в струйно-эжекционный:

$$w_{пер} = \sqrt{\frac{6\sigma}{\xi_c d_{экв} \rho_г \left(1 + 1915 \cdot \left(\frac{i}{\sqrt{gH}}\right)^{1.69}\right)}}. \tag{1.4.12}$$

4.4.3. ПОВЕРХНОСТЬ КОНТАКТА ФАЗ

Поверхность контакта фаз в насадке АВР складывается из поверхности капельного потока и поверхности жидкостной пленки, стекающей по зигзагообразным перегородкам и контактной решетке [15]:

$$f_c = f_к + f_{пл}, \qquad (1.4.13)$$

где $f_к$ – удельная капельная поверхность, м^2/м^3;

$f_{пл}$ – удельная пленочная поверхность, м^2/м^3.

Удельную пленочную поверхность контакта фаз можно определить как удельную поверхность сухой насадки с поправочным коэффициентом, учитывающим смоченность насадки АВР:

$$f_{пл} = \alpha\left(\frac{2}{a}\left(\frac{1}{Cos\beta} + \frac{\pi d_n}{t_p}\right) + \frac{2}{c}\right), \qquad (1.4.14)$$

где α – коэффициент смачиваемости насадки;

d_n – диаметр проволоки контактной решетки, м;

t_p – шаг плетения контактной решетки, м;

c – длина зигзагообразной пластины, м.

При нагрузках по жидкости больше 10 м^3/м^2·ч коэффициент смачиваемости можно считать равным единице.

Удельную капельную поверхность можно представить в виде произведения удельной поверхности струи, образующейся при отрыве жидкости от зигзагообразной перегородке, на коэффициенты распада струи, учитывающие влияние жидкой и газовой фазы:

$$f_к = \frac{2}{aCos\beta} K_i K_W, \qquad (1.4.15)$$

где K_i – коэффициент распада струи, учитывающий влияние жидкой фазы;

K_W – коэффициент распада струи, учитывающий влияние газовой фазы.

Коэффициент K_i выражает степень увеличения поверхности плоской струи за счет ее распада при свободном падении в контактной камере аппарата АВР. С учетом экспериментальных исследований этот коэффициент можно представить в виде:

$$K_i = 6.4\left(\frac{i}{\sqrt{gH}}\right)^{0.25}. \qquad (1.4.16)$$

Влияние газа на гидродинамическое состояние жидкости на ступени контакта можно выразить следующим выражением:

$$K_W = \left(\frac{1}{1-\left(\frac{w}{W_з}\right)^{1.42}}\right)^{0.44}. \qquad (1.4.17)$$

Таким образом, выражение для определения поверхности межфазного контакта можно представить в виде:

$$f_c = \alpha\left(\frac{2}{a}\left(\frac{1}{Cos\beta}+\frac{\pi d_n}{t_p}\right)+\frac{2}{c}\right)+\frac{12.8}{aCos\beta}\left(\frac{i}{\sqrt{gH}}\right)^{0.25}\left(\frac{1}{1-\left(\frac{w}{W_з}\right)^{1.42}}\right)^{0.44}. \qquad (1.4.18)$$

4.4.4. ЗАДЕРЖКА ЖИДКОСТИ В АППАРАТЕ

Насадка АВР относится к капельно-пленочному типу насадочных устройств, поэтому, при определении задержки жидкости в насадочном аппарате необходимо учитывать влияние газового потока. В этом случае задержку жидкости можно определить, используя выражение [15]:

$$\varphi_g = K \cdot \delta \cdot f \cdot A, \qquad (1.4.19)$$

где K – эмпирический коэффициент;

δ – толщина стекающей пленки, м;

f – удельная поверхность насадки, м^2/м^3;

A – поправочный коэффициент, учитывающий влияние газового потока на задержку жидкости в аппарате.

Для определения толщины пленки, стекающей по наклонной поверхности насадки, можно воспользоваться выражением:

$$\delta \sim \left(\frac{\nu_{ж}^2}{gCos\beta} \right)^{1/3} \mathrm{Re}^{7/12}, \qquad (1.4.20)$$

где $\nu_{ж}$ – кинематическая вязкость жидкости, м^2/с.

Путем тождественных преобразований это выражение приводится к виду:

$$\delta \sim \frac{a^{2/3}}{\mathrm{Re}^{1/12}} \left(\frac{i^2}{2gCos\beta} \right)^{1/3}. \qquad (1.4.21)$$

Пренебрегая влиянием критерия Рейнольдса в степени $1/12$, получим:

$$\delta \sim a^{2/3} \left(\frac{i^2}{2gCos\beta} \right)^{1/3}. \qquad (1.4.22)$$

Удельную поверхность насадки можно представить в виде:

$$f = \frac{1}{aCos\beta}. \qquad (1.4.23)$$

Экспериментально установлено, что поправочный коэффициент, учитывающий влияние газового потока на задержку жидкости в аппарате можно выразить в виде:

$$A = \left(\frac{1}{1 - \left(\frac{w}{W_з} \right)^6} \right)^{1/3}. \qquad (1.4.24)$$

Таким образом, задержку жидкости в аппарате можно рассчитать по выражению:

$$\varphi_g = 0.95\left(\frac{i^2}{2agCos\beta}\right)^{\frac{1}{3}}\left(\frac{1}{Cos\beta}\right)\left(\frac{1}{1-\left(\frac{w}{W_з}\right)^6}\right)^{1/3}. \qquad (1.4.25)$$

4.4.5. МЕТОДЫ ГИДРАВЛИЧЕСКОГО РАСЧЕТА НАСАДКИ АВР

Методы гидравлического расчета насадки АВР включают в себя проектный и поверочный расчеты.

Проектный расчет предназначен для определения диаметра, типоразмеров и гидравлического сопротивления насадки проектируемого колонного аппарата при заданной производительности и требуемых коэффициентов увеличения и уменьшения нагрузки.

Поверочный расчет предназначен для определения работоспособности ранее спроектированной колонны в заданных режимах работы, в том числе гидравлического сопротивления, коэффициентов увеличения и уменьшения нагрузки.

Расчеты выполняются для всех характерных сечений колонн. Характерные расчетные назначаются для тех сечений колонны, на которых газовые и жидкостные нагрузки достигают экстремальных значений или резко меняются по величине.

Проектный гидравлический расчет насадки АВР

Результатами проектного расчета являются диаметр колонного аппарата, гидравлическое сопротивление, поверхность контакта фаз и задержка жидкости в аппарате.

Требуемые данные для проведения проектного гидравлического расчета насадки АВР представлены в табл. 1.4.1.

Проектный гидравлический расчет насадки АВР начинают с определения диаметра аппарата. Диаметр аппарата может быть получен путем решения следующего уравнения:

$$\frac{G}{900K_1\pi D^2\rho_г}=\frac{1}{a}\sqrt{\frac{g}{\xi_{г-ж}}\cdot\frac{\rho_ж}{\rho_г}}\cdot\left(H-\left(\frac{\xi_ж}{g}\left(\frac{aL}{900\pi D^2\rho_ж}\right)^2\right)^{1/3}-\frac{\Delta P_\sigma}{g\rho_ж}\right)^{3/2}, \qquad (1.4.26)$$

где D – диаметр аппарата, м;

K_1 – коэффициент запаса.

Для первого приближения коэффициент запаса принимают равным 0,8.

Таблица 1.4.1

Исходные данные для проектного гидравлического расчета насадки АВР

№	Наименование величин	Размерность	Обозначение
1	Расход жидкости	кг/ч	L
2	Расход газа	кг/ч	G
3	Плотность жидкости	кг/м^3	$\rho_ж$
4	Плотность газа	кг/м^3	$\rho_г$
5	Поверхностное натяжение	Н/м	σ
6	Коэффициент увеличения нагрузки	-	$\phi_{\max}$
7	Коэффициент уменьшения нагрузки	-	$\phi_{\min}$
8	Высота ступени контакта	м	H
9	Ширина ступени контакта	м	a
10	Шаг плетения контактной решетки	м	t_p
11	Диаметр проволоки контактной решетки	м	d_n
12	Свободное сечение контактной решетки	-	f_p

Полученное значение диаметра аппарата уточняют по существующим нормативным документам [8].

Для уточненного значения диаметра аппарата вычисляют значение скорости захлебывания, минимальной, номинальной и максимальной скоростей газа.

Скорость захлебывания определяется по следующему выражению:

$$W_з=\frac{1}{a}\sqrt{\frac{g}{\xi_{г-ж}}\cdot\frac{\rho_ж}{\rho_г}}\cdot\left(H-\left(\frac{\xi_ж}{g}\Gamma_V{}^2\right)^{1/3}-\frac{\Delta P_\sigma}{g\rho_ж}\right)^{3/2}. \qquad (1.4.27)$$

Линейная плотность орошения Γ_V может быть определена по уравнению:

$$\Gamma_V = \frac{L}{3600 c_\Sigma \rho_{ж}}, \qquad (1.4.28)$$

где c_Σ – суммарная длина перелива, м.

Значения суммарной длины перелива для насадки АВР 60х60 приведены в табл. 1.4.2.

Таблица 1.4.2

Значения суммарной и средней длин перелива насадки АВР с шириной ступени контакта 60 мм

Диаметр аппарата, мм	Площадь поперечного сечения, м^2	Суммарная длина перелива, м	Средняя длина перелива, м
1	2	3	4
400	0,126	2,152	0,307
450	0,159	2,619	0,374
500	0,196	3,322	0,369
550	0,238	3,982	0,442
600	0,283	4,556	0,506
700	0,385	6,335	0,576
800	0,503	8,373	0,644
900	0,636	10,659	0,711
1000	0,785	13,181	0,775
1200	1,131	18,627	0,980
1400	1,539	25,650	1,115
1600	2,011	33,625	1,245
1800	2,545	42,139	1,453
2000	3,142	52,353	1,586
2200	3,801	63,490	1,716
2400	4,524	75,083	1,925
2500	4,909	81,664	1,992
2600	5,309	88,481	2,058
2800	6,158	102,777	2,187
3000	7,069	117,457	2,397
3200	8,042	134,033	2,529

Окончание табл. 1.4.2

1	2	3	4
3400	9,079	151,487	2,658
3600	10,179	169,260	2,869
3800	11,341	189,010	3,000
4000	12,566	209,621	3,129
4500	15,904	265,198	3,536
5000	19,635	327,239	3,943
5600	24,630	410,491	4,414
6300	31,172	519,690	4,949
7000	38,485	641,648	5,484
8000	50,265	837,745	6,299
8500	56,745	945,477	6,706
9000	63,617	1059,677	7,112

Минимальную, номинальную и максимальную скорости газа определяют по следующим выражениям:

$$w_{\min} = \frac{G}{900\pi D^2 \rho_г} \phi_{\min}; \qquad (1.4.29)$$

$$w = \frac{G}{900\pi D^2 \rho_г}; \qquad (1.4.30)$$

$$w_{\max} = \frac{G}{900\pi D^2 \rho_г} \phi_{\max}, \qquad (1.4.31)$$

где $w_{\min}$ – минимальная скорость газа, м/с;

w – номинальная скорость газа, м/с;

$w_{\max}$ – максимальная скорость газа, м/с.

При этом должны выполнятся следующие условия:

$$\frac{w_{\max}}{W_з} < 0.9; \qquad (1.4.32)$$

$$\frac{w_{\min}}{W_з} > 0.2. \qquad (1.4.33)$$

При невыполнении первого условия необходимо уменьшить значение коэффициента запаса K_1 и повторить расчет. Невыполнение второго условия приводит к снижению эффективности работы насадки АВР при низких нагрузках по газу, что ведет за собой увеличения высоты насадочного слоя.

После определения диаметр аппарата приступают к расчету гидравлического сопротивления насадки АВР. Для этого определяют скорость газа, соответствующую переходу клапанного режима в струйно-эжекционный:

$$w_{пер} = \sqrt{\frac{6\sigma}{\xi_c d_{экв} \rho_г \left(1 + 1915 \cdot \left(\frac{i}{\sqrt{gH}}\right)^{1.69}\right)}}, \qquad (1.4.34)$$

и определяют гидравлическое сопротивление ступени контакта насадки АВР

при $w < w_{пер}$, $\Delta P = \Delta P_\sigma$;

$$\text{при } w > w_{пер}, \quad \Delta P = \left(1 + 1915 \cdot \left(\frac{i}{\sqrt{gH}}\right)^{1.69}\right)\Delta P_c + 0.75\Delta P_\sigma \qquad (1.4.35)$$

Для плетеных сеток эквивалентный диаметр можно определить по выражению:

$$d_{экв} = t_p - d_n. \qquad (1.4.36)$$

Плотность орошения рассчитывают, используя следующее уравнение:

$$i = \frac{L}{900\pi D^2 \rho_{ж}}. \qquad (1.4.37)$$

Задержку жидкости и поверхность контакта фаз определяют по выражениям

$$\varphi_g = 0.95\left(\frac{i^2}{2agCos\beta}\right)^{\frac{1}{3}}\left(\frac{1}{Cos\beta}\right)\left(\frac{1}{1-\left(\frac{w}{W_з}\right)^6}\right)^{1/3}, \qquad (1.4.38)$$

и

$$f_c = \alpha\left(\frac{2}{a}\left(\frac{1}{Cos\beta}+\frac{\pi d_n}{t_p}\right)+\frac{2}{c_{cp}}\right)+$$

$$+\frac{12.8}{aCos\beta}\left(\frac{i}{\sqrt{gH}}\right)^{0.25}\left(\frac{1}{1-\left(\frac{w}{W_з}\right)^{1.42}}\right)^{0.44}, \qquad (1.4.39)$$

где c_{cp} – средняя длина перелива, м.

Поверочный гидравлический расчет насадки АВР

Целью поверочного расчета насадки АВР является определение коэффициентов увеличения и уменьшения нагрузки, гидравлического сопротивления насадки, поверхности контакта фаз и задержки жидкости в аппарате.

Требуемые данные для проведения поверочного гидравлического расчета насадки АВР представлены в табл. 1.4.3.

Проверочный гидравлический расчет насадки АВР начинается с определения минимальной, номинальной и максимальных скоростей газа в сечении аппарата:

$$w_{\min} = \frac{G}{900\pi D^2 \rho_г}\phi_{\min}; \qquad (1.4.40)$$

$$w = \frac{G}{900\pi D^2 \rho_г}; \qquad (1.4.41)$$

$$w_{\max} = \frac{G}{900\pi D^2 \rho_г}\phi_{\max}. \qquad (1.4.42)$$

Таблица 1.4.3

Исходные данные для поверочного гидравлического расчета насадки АВР

№	Наименование величин	Размерность	Обозначение
1	Диаметр аппарата	м	D
2	Расход жидкости	кг/ч	L
3	Расход газа	кг/ч	G
4	Плотность жидкости	кг/м^3	$\rho_{ж}$
5	Плотность газа	кг/м^3	$\rho_{г}$
6	Поверхностное натяжение	Н/м	σ
7	Коэффициент увеличения нагрузки	-	$\phi_{\max}$
8	Коэффициент уменьшения нагрузки	-	$\phi_{\min}$
9	Высота ступени контакта	м	H
10	Ширина ступени контакта	м	a
11	Шаг плетения контактной решетки	м	t_p
12	Диаметр проволоки контактной решетки	м	d_n
13	Свободное сечение контактной решетки	-	f_p
14	Суммарная длина перелива	м	c_{Σ}
15	Средняя длина перелива	м	$c_{ср}$

После чего переходят к определению скорости газа, соответствующей захлебыванию аппарата

$$W_з = \frac{1}{a}\sqrt{\frac{g}{\xi_{г-ж}} \cdot \frac{\rho_{ж}}{\rho_{г}}} \cdot \left(H - \left(\frac{\xi_{ж}}{g} \Gamma_V{}^2 \right)^{1/3} - \frac{\Delta P_{\sigma}}{g\rho_{ж}} \right)^{3/2} \qquad (1.4.43)$$

и проверяют выполнение следующих условий:

$$\frac{w_{\max}}{W_з} < 0.9, \qquad (1.4.44)$$

$$\frac{w_{\min}}{W_з} > 0.2. \qquad (1.4.45)$$

Невыполнение первого условия показывает невозможность использования рассматриваемого аппарата в процессе при существую-

щих нагрузках по газу и жидкости. Невыполнение второго условия приводит к существенному снижению эффективности работы насадочных устройств.

При выполнении этих условий приступают к определению гидравлического сопротивления, поверхности контакта фаз и задержки жидкости по следующим выражениям:

при $w < w_{пер}$, $\Delta P = \Delta P_{\sigma}$;

$$\text{при } w > w_{пер}, \quad \Delta P = \left(1 + 1915 \cdot \left(\frac{i}{\sqrt{gH}}\right)^{1.69}\right)\Delta P_c + 0.75\Delta P_{\sigma}; \tag{1.4.46}$$

$$\varphi_g = 0.95\left(\frac{i^2}{2agCos\beta}\right)^{\frac{1}{3}}\left(\frac{1}{Cos\beta}\right)\left(\frac{1}{1-\left(\frac{w}{W_з}\right)^6}\right)^{1/3}; \tag{1.4.47}$$

$$f_c = \alpha\left(\frac{2}{a}\left(\frac{1}{Cos\beta} + \frac{\pi d_n}{t_p}\right) + \frac{2}{c_{cp}}\right) + \frac{12.8}{aCos\beta}\left(\frac{i}{\sqrt{gH}}\right)^{0.25}\left(\frac{1}{1-\left(\frac{w}{W_з}\right)^{1.42}}\right)^{0.44}. \tag{1.4.48}$$

4.5. ПРИМЕР ГИДРАВЛИЧЕСКОГО РАСЧЕТА АППАРАТА С НАСАДКОЙ АВР

Определить диаметр аппарата, величину удельной задержки жидкости и гидравлическое сопротивление одной ступени контакта и поверхность контакта фаз, если:

– расход газа 3635 кг/час;

– расход жидкости 2027 кг/ч;

– плотность газа – 3,67 кг/м^3;

– плотность жидкости – 624 кг/м^3;

– коэффициент поверхностного натяжения – 0,075 Н/м;

– тип контактных устройств – насадка АВР 60х60 с сеткой 2,5-0,5.

Решение. Для данного типа насадки рассчитаем коэффициенты гидравлического сопротивления $\xi_{г-ж}$, $\xi_{ж}$ и гидравлическое сопротивление орошаемой сетки ΔP_{σ} по выражениям (1.4.2), (1.4.3) и (1.4.4):

$$\xi_{г-ж} = 30\left(\frac{0.06}{0.06}\right)^2 = 30;$$

$$\xi_{ж} = 72\left(\frac{0.06}{0.06} - 0.6\right) = 28.8,$$

$$\Delta P_{\sigma} = \frac{4 \cdot 0.075}{0.025} = 12 \text{ Па}.$$

После чего, воспользовавшись выражением (1.4.26) определим величину расчетного диаметра колонны, считая, что коэффициент запаса равен 0,8:

$$D = 0.537 \text{ м}.$$

Ближайшим большим диаметром является 600 мм, которому соответствуют:

– площадь поперечного сечения – 0,283 м^2;

– суммарная длина перелива – 4,556 м;

– средняя длина перелива – 0,506 м.

Для уточненного значения диаметра аппарата вычислим скорости захлебывания по выражению (1.4.27):

где линейная плотность орошения определена как:

$$\Gamma_V = \frac{2027}{3600 \cdot 4.556 \cdot 624} = 0.000198 \text{ м/с}.$$

После уточнения скорости захлебывания приступают к определению гидравлического сопротивления ступени контакта насадки АВР.

Для этого рассчитывают скорость перехода из клапанного режима в струйно-эжекционный, учитывая, что:

$$\xi_p = 1.3 \cdot (1 - 0.694) + \left(\frac{1}{0.694} - 1 \right)^2 = 0.592;$$

$$\varepsilon_0 = 1 - 0.9 e^{-0.4 \left(\frac{0.06}{0.06} \right)^2} = 0.397;$$

$$\varepsilon_p = \varepsilon_0 \left(\frac{1 + 0.592}{1 + 0.52 \cdot 0.592 \cdot 0.397^2} \right)^{0.5} = 1.232.$$

$$\xi_c = \frac{0.85}{1.232} \cdot \frac{1 + \frac{0.06}{0.06}}{\left(\frac{0.06}{0.06} \right)^2} + 0.592 \cdot \frac{\sqrt{1 + \left(\frac{0.06}{0.06} \right)^2}}{\frac{0.06}{0.06}} = 2.217,$$

$$w_{пер} = \sqrt{\frac{6 \cdot 0.075}{2.217 \cdot 0.025 \cdot 3.67 \cdot \left(1 + 1915 \cdot \left(\frac{0.00319}{\sqrt{9.81 \cdot 0.06}} \right)^{1.69} \right)}} = 1.369 \text{ м/с}.$$

Сравнивая полученную скорость со скоростью газа в полном сечении колонны:

$$w = \frac{4 \cdot 3635}{3.67 \cdot 3600 \cdot \pi \cdot 0.6^2} = 0.973 \text{ м/с},$$

можно сделать вывод, что будет наблюдаться клапанный режим работы насадки АВР.

Тогда гидравлическое сопротивление ступени контакта насадки АВР будет определяться по выражению (1.4.35):

$$\Delta P = 12 \text{ Па}.$$

Величину удельной задержки жидкости в аппарате определим по выражению (1.4.38):

$$\varphi_g = 0.95\left(\frac{0.00319^2}{2\cdot 0.06\cdot 9.81\cdot Cos45^o}\right)^{\frac{1}{3}}\left(\frac{1}{Cos45^0}\right)\left(\frac{1}{1-\left(\frac{0.973}{1.524}\right)^6}\right)^{1/3} = 0.0329.$$

Величину удельной поверхности контакта фаз определим по выражению (1.4.39):

$$f_c = 1\cdot\left(\frac{2}{0.06}\left(\frac{1}{Cos45^o}+\frac{\pi 0.0005}{0.03}\right)+\frac{2}{4.556}\right)+$$

$$+\frac{12.8}{0.06\cdot Cos45^o}\left(\frac{0.00319}{\sqrt{9.81\cdot 0.06}}\right)^{0.25}\left(\frac{1}{1-\left(\frac{0.973}{1.524}\right)^{1.42}}\right)^{0.44} = 156.004 м^{-1}.$$

Контрольные вопросы

1. Каков принцип действия насадки АВР?

2. Какие гидродинамические режимы можно выделить при работе насадки АВР?

3. Чем обусловлено сохранение среднего перепада давления на контактной решетке при клапанном режиме работы насадки АВР?

4. Какие основные типы конструкций насадки АВР существуют? Каковы их достоинства и недостатки?

5. Как определяется предельная скорость газа в поперечном сечении аппарата, оснащенного насадкой АВР?

6. Каковы особенности движения газа в неорошаемом зигзагообразном канале?

7. Как влияют контактные решетки на гидравлическое сопротивление неорошаемого зигзагообразного канала?

8. Как определить гидравлическое сопротивление орошаемой насадки АВР?

9. Из каких слагаемых складывается поверхность контакта фаз в насадке АВР?

10. Какие факторы влияют на распад плоской струи в насадке АВР?

11. Как определить величину задержки жидкости в аппарате, оснащенном насадкой АВР?

12. Что является результатом проектного гидравлического расчета насадки АВР?

13. Каков порядок проектного гидравлического расчета насадки АВР?

14. Что является результатом поверочного гидравлического расчета насадки АВР?

15. Каков порядок поверочного гидравлического расчета насадки АВР?

Задачи

Задача 1. Определить скорость захлебывания колонного аппарата, оснащенного насадкой 60х60 с сеткой 2,5х0,5, по следующим данным: диаметр аппарата – 1200 мм, расход жидкости – 23 т/час; плотность газа – 2,74 кг/м^3; плотность жидкости – 873 кг/м^3; коэффициент поверхностного натяжения жидкости – 0,065 Н/м.

Задача 2. Как изменится скорость захлебывания, если в условии Задачи 1:

1 – увеличить расход жидкости в 2 раза;

2 – использовать насадку с сеткой 1,6х0,4.

Объяснить полученные результаты.

Задача 3. Определить диаметр колонного аппарата, оснащенного насадкой АВР 60х60 с сеткой 1,6х0,4, по следующим данным: расход газа – 11000 кг/час; расход жидкости – 27350 кг/час; плотность газа – 1,5 кг/м^3; плотность жидкости – 900 кг/м^3; коэффициент поверхностного натяжения жидкости – 0,08 Н/м.

Задача 4. Возможно ли использование колонны диаметром 1,2 м АВР 60х60 с сеткой 2,5х0,5 при следующих условиях: расход газа –

15 т/час; расход жидкости – 30 т/час; плотность газа – 2 кг/м^3; плотность жидкости – 850 кг/м^3; коэффициент поверхностного натяжения жидкости – 0,065 Н/м.

Задача 5. Определить максимальное значение расхода газа в колонне по условию Задачи 4.

Задача 6. Определить гидравлическое сопротивление 10-и метрового слоя насадки АВР 60х60 с сеткой 5х1,2, размещенных в колонне с внутренним диаметром 1.4 м. В колонну подается 15000 кг/час газа с плотностью 1.27 кг/м^3 и 21000 кг/час жидкости с плотностью 960 кг/м^3 и коэффициент поверхностного натяжения жидкости – 55 мН/м.

Задача 7. Определить гидравлическое сопротивление ступени контакта насадки АВР 60х80 с сеткой 3,2х0,5, размещенных в колонне с внутренним диаметром 0,8 м. В колонну подается 5000 кг/час газа с плотностью 3,5 кг/м^3 и 3000 кг/час жидкости с плотностью 580 кг/м^3. Коэффициент поверхностного натяжения жидкости – 0,08 Н/м.

Задача 8. Определить значение величины задержки жидкости и поверхности контакта фаз в колонне диаметром 1,8 м с насадкой АВР 60х80 с сеткой 1,6х0,4 при следующих условиях: расход газа – 12500 кг/час; расход жидкости – 5000 кг/час; плотность газа – 1,5 кг/м^3; плотность жидкости – 685 кг/м^3; коэффициент поверхностного натяжения жидкости – 0,12 Н/м.

Контрольная работа

По данным, приведенным в табл. 1.4.4, определить диаметр, величину удельной задержки жидкости, удельную поверхность контакта фаз и гидравлическое сопротивление одной ступени контакта колонны, оснащенной насадкой АВР 60х60 с сеткой 2,5х0,5.

Таблица 1.4.4

Исходные данные

Номер варианта	Расход газа, кг/час	Расход жидкости, кг/час	Плотность газа, кг/м^3	Плотность жидкости, кг/м^3	Поверхностное натяжение, Н/м
1	5000	100	1,1	750	0,05
2	6000	1000	1,2	760	0,06
3	7000	1500	1,3	770	0,07
4	8000	2000	1,4	780	0,08
5	9000	1700	1,5	790	0,05
6	10000	5000	1,6	800	0,06
7	11000	7000	1,7	810	0,07
8	12000	8000	1,8	820	0,08
9	13000	10000	1,9	830	0,05
10	14000	12000	2,0	840	0,06
11	5000	200	2,1	850	0,07
12	6000	1200	2,2	860	0,08
13	7000	1800	2,3	870	0,05
14	8000	2100	2,4	880	0,06
15	9000	2000	2,5	890	0,07
16	10000	4500	2,6	900	0,08
17	11000	6600	2,7	850	0,06
18	12000	7800	2,8	860	0,07
19	13000	9500	1,1	750	0,05
20	14000	11000	1,2	760	0,06
21	5000	300	1,3	770	0,07
22	6000	1400	1,4	780	0,08
23	7000	2000	1,5	790	0,05
24	8000	2500	1,6	800	0,06
25	9000	2300	1,7	810	0,07
26	10000	4300	1,8	820	0,08
27	11000	6200	1,9	830	0,05
28	12000	7500	2,0	840	0,06
29	13000	9000	2,1	850	0,07
30	14000	10000	2,2	860	0,08
31	5000	400	2,3	870	0,05
32	6000	1600	2,4	880	0,06

Продолжение табл. 1.4.4

Номер	Расход	Расход	Плотность	Плотность	Поверхностное

варианта	газа, кг/час	жидкости, кг/час	газа, кг/м^3	жидкости, кг/м^3	натяжение, Н/м
33	7000	2200	2,5	890	0,07
34	8000	2700	2,6	900	0,08
35	9000	2600	2,7	850	0,05
36	10000	4100	2,8	860	0,06
37	11000	6000	1,1	750	0,07
38	12000	7000	1,2	760	0,08
39	13000	8500	1,3	770	0,05
40	14000	9000	1,4	780	0,06
41	5000	500	1,5	790	0,07
42	6000	1800	1,6	800	0,08
43	7000	2400	1,7	810	0,05
44	8000	2900	1,8	820	0,06
45	9000	2800	1,9	830	0,07
46	10000	4000	2,0	840	0,08
47	11000	5500	2,1	850	0,05
48	12000	6800	2,2	860	0,06
49	13000	8000	2,3	870	0,07
50	14000	8000	2,4	880	0,08
51	5000	600	2,5	890	0,05
52	6000	2000	2,6	900	0,06
53	7000	2600	2,7	850	0,07
54	8000	3100	1,1	750	0,05
55	9000	3000	1,2	760	0,06
56	10000	3800	1,3	770	0,07
57	11000	5300	1,4	780	0,08
58	12000	6600	1,5	790	0,05
59	13000	7500	1,6	800	0,06
60	14000	7500	1,7	810	0,07
61	5000	700	1,8	820	0,08
62	6000	2200	1,9	830	0,05
63	7000	2800	2,0	840	0,06
64	8000	3500	2,1	850	0,07
65	9000	3300	2,2	860	0,08

Окончание табл. 1.4.4

Номер	Расход	Расход	Плотность	Плотность	Поверхностное

варианта	газа, кг/час	жидкости, кг/час	газа, кг/м^3	жидкости, кг/м^3	натяжение, Н/м
66	10000	3700	2,3	870	0,05
67	11000	5200	2,4	880	0,06
68	12000	6200	2,5	890	0,07
69	13000	7000	2,6	900	0,08
70	14000	7000	2,7	850	0,05
71	5000	800	2,8	860	0,06
72	6000	2400	1,1	750	0,07
73	7000	3000	1,2	760	0,08
74	8000	3700	1,3	770	0,05
75	9000	3600	1,4	780	0,06
76	10000	3200	1,5	790	0,07
77	11000	5000	1,6	800	0,08
78	12000	6000	1,7	810	0,05
79	13000	6500	1,8	820	0,06
80	14000	6500	1,9	830	0,07
81	5000	900	2,0	840	0,08
82	6000	2600	2,1	850	0,05
83	7000	3200	2,2	860	0,06
84	8000	3900	2,3	870	0,07
85	9000	3800	2,4	880	0,08
86	10000	3000	2,5	890	0,07
87	11000	4800	2,6	900	0,08
88	12000	5500	2,7	850	0,05
89	13000	6200	1,1	750	0,05
90	14000	6000	1,2	760	0,06
91	5000	1000	1,3	770	0,07
92	6000	2800	1,4	780	0,08
93	7000	3500	1,5	790	0,05
94	8000	4200	1,6	800	0,06
95	9000	4000	1,7	810	0,07
96	10000	2800	1,8	820	0,08
97	11000	4600	1,9	830	0,05
98	12000	5000	2,0	840	0,06
99	13000	6000	2,1	850	0,07
100	14000	5000	2,2	860	0,08

ЧАСТЬ 2. ОРОСИТЕЛЬНЫЕ УСТРОЙСТВА

В насадочных колонных аппаратах большое внимание необходимо уделять подбору распределителей жидкости, орошающей насадку, так как жидкость имеет тенденцию растекаться по насадке неравномерно, и часть поверхности насадки может остаться сухой. Для создания равномерного орошения насадки используются специальные распределительные устройства – оросители [3, 19].

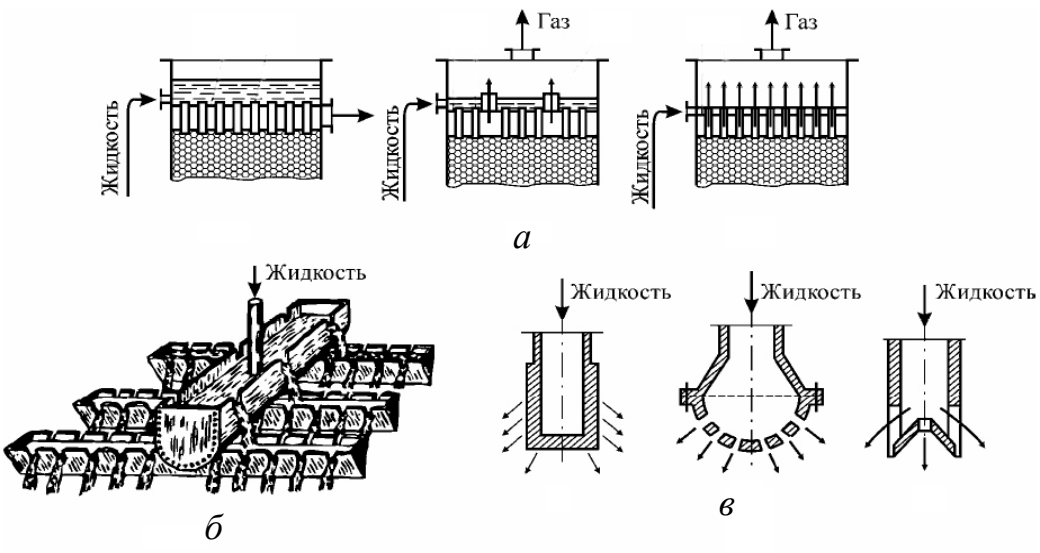


Рис. 2.0.1. Конструкции струйных оросителей:
а – распределительные плиты; б – желоба; в – брызгалки

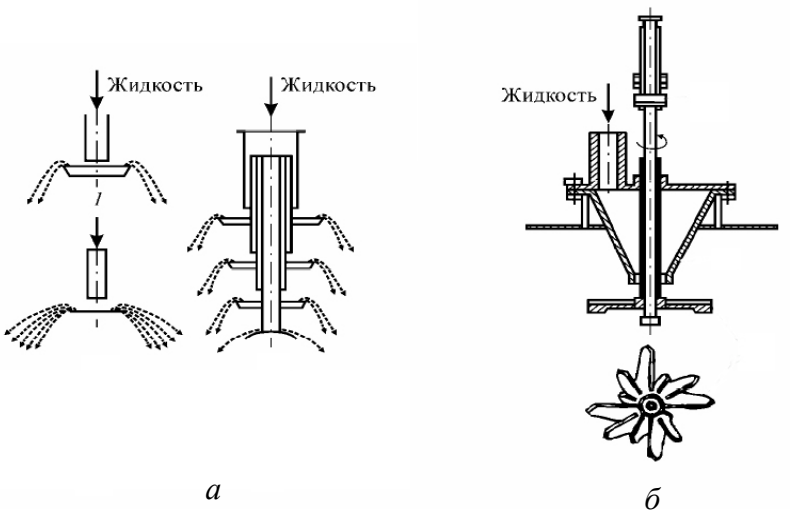


Рис. 2.0.2. Конструкции разбрызгивающих оросителей:
а – тарельчатый ороситель; б – центробежный ороситель

Оросители подразделяются на струйные и разбрызгивающие. К струйным оросителям (рис. 2.0.1) относятся распределительные плиты, желоба, брызгалки и др., к разбрызгивающим (рис. 2.0.2) – тарельчатые, центробежные и др.

ГЛАВА 1. ЦЕНТРОБЕЖНЫЕ ФОРСУНКИ

Центробежное распыливание жидкостей широко применяется в современной технологии, в частности в химической и пищевой промышленности, при экстрагировании твердых веществ из жидкостей, сушке, а также в других технологических процессах. Это объясняется тем, что во всех подобных процессах уменьшение размеров капель увеличивает поверхность контакта, что интенсифицирует процессы тепло- и массопередачи, обеспечивает лучшее взаимодействие жидкости с реагирующей средой и позволяет существенно уменьшить габариты аппаратов [16, 17, 8].

1.1. ХАРАКТЕРИСТИКИ ГАЗОЖИДКОСТНОГО ФАКЕЛА

Распыливанием называют процесс дробления струи или пленки жидкости на большое число капель и распределение их в пространстве.

Устройства, обеспечивающие дробление жидкости, называют распылителями, а поток капель – распылом. Сформировавшуюся систему капель жидкости, покинувшей распылитель, называют газожидкостным факелом, или факелом распыла.

Выделяют следующие количественные характеристики факела распыла:

– дисперсные характеристики;
– характеристики распределения;
– характеристики формы;
– расходные характеристики;
– энергетические характеристики.

Дисперсные характеристики определяют факел как некоторую совокупность частиц различных размеров. Они включают:

– дифференциальные (частотные) и интегральные (суммарные) кривые распределения числа капель по диаметрам;

– средний и максимальный диаметры капель;

– удельную поверхность капель;

– степень однородности распыла.

Характеристики распределения отражают профиль удельных потоков жидкости по сечению факела. К ним относятся коэффициенты радиальной и окружной неравномерности. Первый показывает, насколько распределение плотности орошения отличается от идеально равномерного, а второй позволяет оценить, насколько факел симметричен относительно оси.

Характеристики формы позволяют определить габариты факела на заданном расстоянии от распылителя.

К ним относятся:

– корневой угол факела;

– диаметр факела на заданном расстоянии;

– дальнобойность факела.

Расходные характеристики показывают отличие реального расхода через распылитель от теоретически возможного. Это отличие обусловлено тем, что реальная скорость жидкости на выходе из распылителя меньше теоретической вследствие потерь энергии на его элементах, а также из-за того, что струя на выходе занимает не все сечение соплового канала. К расходным характеристикам относятся:

– коэффициент расхода;

– коэффициент скорости;

– коэффициент заполнения.

Энергетические характеристики используются для оценки экономичности способа распыливания или распыливающего устройства. Вследствие того, что подводимая к распылителю энергия расходуется на преодоление сил поверхностного натяжения при распаде струи (пленки) жидкости на капли (энергия распыливания), сообщение жидкости поступательного движения (гидравлическая энергия), преодоление сил трения в распылителе и диссипацию энергии в потоке

(энергия потерь), любое распылительное устройство характеризуется коэффициентом полезного действия, определяемого как отношение энергии распыливания к суммарной затраченной энергии.

1.2. КЛАССИФИКАЦИЯ ЦЕНТРОБЕЖНЫХ ФОРСУНОК

Принцип действия центробежной форсунки основан на закручивании подаваемой в нее жидкости. Течение жидкости обусловлено действием момента количества движения жидких частиц относительно сопла, который возникает при закручивании жидкости. Жидкость движется вдоль стенки соплового канала форсунки в виде вращающейся пленки, а ядро потока заполняет так называемый газовый вихрь. При истечении из сопла жидкостная пленка распадается, образуя факел в виде полого конуса, частицы которого разлетаются по прямолинейным траекториям [16].

Коэффициент расхода и корневой угол факела центробежных форсунок регулируется в широком диапазоне в зависимости от соотношения между размерами сопла, камеры закручивания и входных каналов.

Центробежные форсунки можно классифицировать по двум основным признакам – по способу получения закрученного потока жидкости и по конструктивным особенностям.

По способу получения закрученного потока центробежные форсунки делятся на тангенциальные, шнековые и спиральные.

В тангенциальной форсунке (рис. 2.1.1) жидкость входит в полость форсунки через отверстия, ось которых перпендикулярна оси форсунки, но не пересекается с ней. В результате этого жидкость закручивается относительно оси форсунки.

В форсунке с завихрителем (шнековая центробежная форсунка) закручивание осуществляется с помощью цилиндрической вставки с винтовой нарезкой на внутренней поверхности (рис. 2.1.2).

В спиральной форсунке канал для подвода жидкости переходит в спираль с сопловыми отверстиями (рис. 2.1.3).

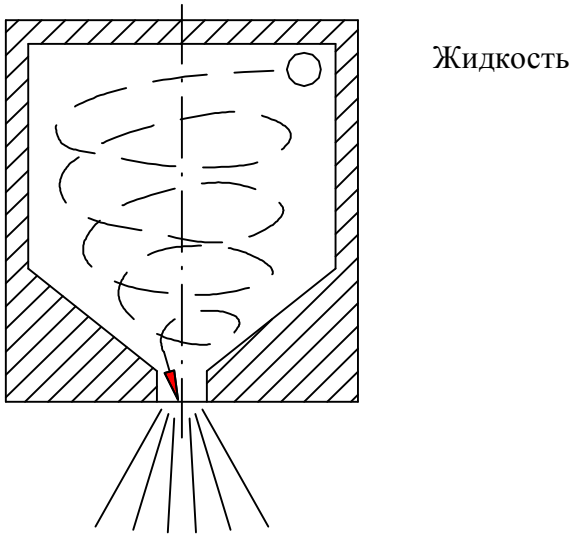


Рис. 2.1.1. Схема тангенциальной центробежной форсунки.

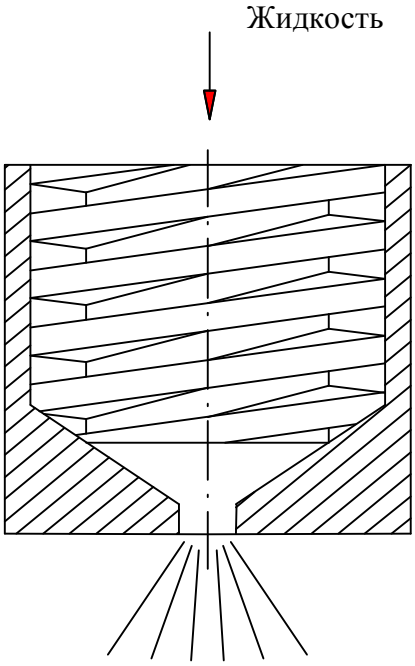


Рис. 2.1.2. Схема шнековой центробежной форсунки

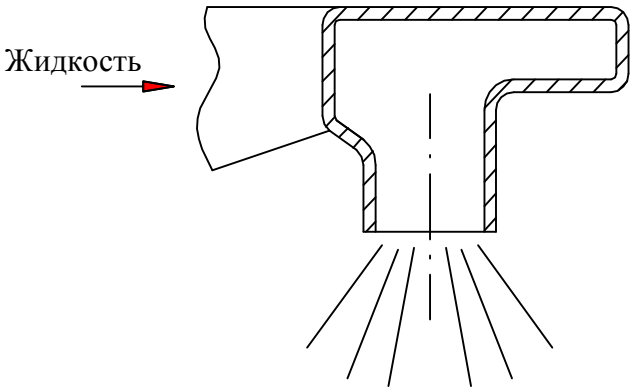


Рис. 2.1.3. Схема спиральной центробежной форсунки

По конструктивным особенностям центробежные форсунки могут быть регулируемыми и нерегулируемыми. Различают разборные и неразборные нерегулируемые форсунки. Эти форсунки достаточно надежны в работе, несложны в изготовлении и пригодны для аппаратов, в которых не требуется регулирование расхода диспергируемой жидкости в широких пределах.

Однако во многих технологических процессах необходимо изменять расход жидкости. Одним из возможных и практически наиболее целесообразных путей решения задачи, связанной с обеспечением требуемого диапазона изменения расхода жидкости, является применение регулируемых центробежных форсунок. Различают следующие типы регулируемых форсунок:

– двухступенчатые;
– с перепуском жидкости;
– комбинированные;
– с золотником;
– групповые.

В двухступенчатых форсунках расход жидкости регулируют изменением давления в одной из ступеней. Давление в другой ступени устанавливают с помощью смонтированного в магистрали клапана. Форсунки обеспечивают перемешивание обоих потоков жидкости, тем самым достигается хороший распыл в широком диапазоне изменения расхода. Смешение может осуществляться как внутри форсунки (с одним выходным соплом), так и вне ее (двухсопловые форсунки). Обе ступени форсунок с одним соплом выполняются по классической схеме с камерой закручивания и тангенциальными каналами. Двухсопловая форсунка имеет два самостоятельных контура.

Расход жидкости в двухступенчатых форсунках можно регулировать также изменением сопротивления в трубопроводе перепускной системы. При этом скорость жидкости на выходе из форсунки снижается значительно меньше, чем при таком же способе регулирования в одноступенчатых форсунках, поэтому во всем диапазоне изменения расхода обеспечивается высокое качество распыливания.

В форсунках с регулированием расхода путем перепуска жидкости перепускная линия при максимальной нагрузке закрыта, и вся жидкость поступает на распыливание. При снижении нагрузки к форсунке подается то же количество жидкости, но после камеры закручивания часть ее отводится в подводящую магистраль. Хорошее качество распыливания обеспечивается в этом случае поддержанием в камере закручивания относительно высокой скорости жидкости.

Расширение диапазона изменения производительности достигается применением форсунок с одновременным регулированием жидкости в расходной и перепускной линиях или же применением блока форсунок (либо многосопловых форсунок), обеспечивающих широкий факел распыливаемой жидкости и в связи с этим – рациональное заполнение объема технологического аппарата.

1.3. ТЕОРИЯ ЦЕНТРОБЕЖНОЙ ФОРСУНКИ ДЛЯ ИДЕАЛЬНОЙ ЖИДКОСТИ

Основное отличие центробежных форсунок от форсунок других типов состоит в том, что жидкость, протекающая через центробежную форсунку, приобретает в ней момент количества движения относительно оси сопла [16, 17].

Жидкость попадает в камеру закручивания форсунки по тангенциальным каналам, ось которых смещена относительно оси сопла (рис. 2.1.4). В камере закручивания жидкость приходит в интенсивное вращательное движение и далее поступает в сопло. Траектории жидких частиц в камере закручивания могут быть получены в результате сложения стока с потенциальным вихрем, а в цилиндрической части сопла – поступательного потока с потенциальным вихрем.

При выходе из сопла форсунки жидкие частицы, на которые больше не действуют центростремительные силы, разлетаются по прямолинейным траекториям, образуя факел.

Течение жидкости в центробежной форсунке характеризуется особенностями, обусловленными действием момента количества

движения жидких частиц (относительно оси сопла). Эти особенности проявляются, прежде всего, в том, что коэффициент расхода и корневой угол факела в случае центробежных форсунок существенно отличается от коэффициента расхода и угла факела для струйных форсунок. При этом особенно важно, что указанные параметры можно регулировать в широком диапазоне в зависимости от соотношения между размерами сопла, камеры закручивания и входных каналов.

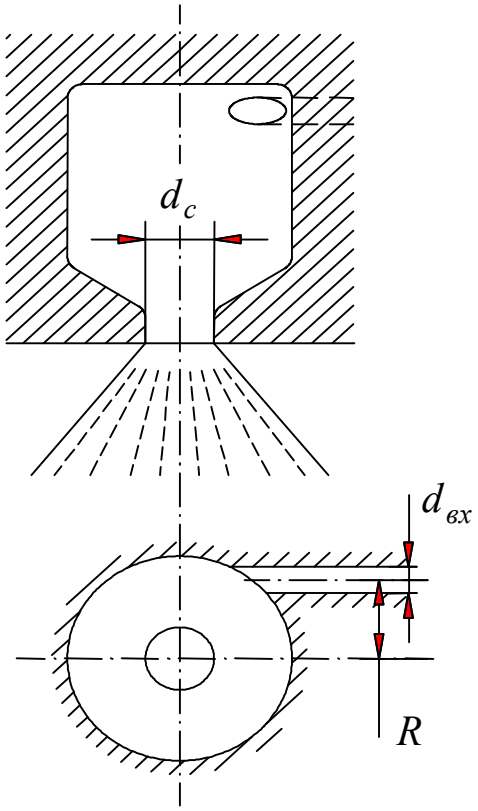


Рис. 2.1.4. Схема центробежной форсунки

Рассмотрим течение идеальной несжимаемой жидкости в центробежной форсунке.

Для течения идеальной жидкости справедливы закон сохранения момента количества движения и закон сохранения энергии. Момент количества движения любой жидкой частицы (относительно оси сопла) сохраняет постоянное значение, равное моменту на входе в камеру закручивания:

$$ur = V_{вх}R, \qquad (2.1.1)$$

где u – тангенциальная составляющая скорости в сопле, м/с;

r – расстояние от оси сопла до частицы жидкости в сопле, м;

$V_{вх}$ – скорость жидкости во входном канале, м/с;

R – расстояние от оси сопла до частицы жидкости во входном канале, м.

Из этой формулы следует, что по мере приближения частицы жидкости к оси сопла тангенциальная составляющая скорости увеличивается. При этом поток остается безвихревым.

Для идеальной несжимаемой жидкости закон сохранения энергии можно записать в форме уравнения Бернулли, пренебрегая действием силы тяжести, так как силы давления подачи обычно значительно больше силы тяжести:

$$p + \frac{\rho}{2}\left(u^2 + w^2\right) = p_T, \qquad (2.1.2)$$

где p – давление в потоке, Па;

ρ – плотность жидкости, кг/м^3;

p_T – давление источника жидкости, Па;

w – осевая составляющая скорости в сопле, м/с.

Из уравнений (2.1.1) и (2.1.2) следует, что вблизи оси сопла форсунки тангенциальная составляющая скорости потока должна иметь бесконечно большое положительное значение, а давление – бесконечно большое отрицательное значение, что физически невозможно. В действительности вблизи оси сопла скорость будет возрастать, а давление – падать, но лишь до тех пор, пока давление не станет равным давлению той среды, в которую диспергируется жидкость.

Ниже этого давления давление жидкости упасть не может, так как через сопло форсунка сообщается со средой. Следовательно, центральная часть сопла заполнена не жидкостью, а газом. В этой части располагается газовый вихрь, в котором избыточное давление равно нулю.

Течение в сопле происходит через кольцевое сечение, внутренний радиус которого равен радиусу газового вихря r_m, а внешний – радиусу сопла r_c.

Площадь кольцевого сечения

$$F = \pi\left(r_c^2 - r_m^2\right) = \varphi\pi r_c^2, \qquad (2.1.3)$$

где $\varphi = 1 - \dfrac{r_m^2}{r_c^2}$ – коэффициент заполнения сопла.

Определим распределение давления по сечению сопла. Для этого используем условие динамической возможности движения жидкости с циркуляционной скоростью.

Выделим элемент жидкости на радиусе r толщиной dr, длиной $dl = rd\theta$ и высотой, равной единице (рис. 2.1.5).

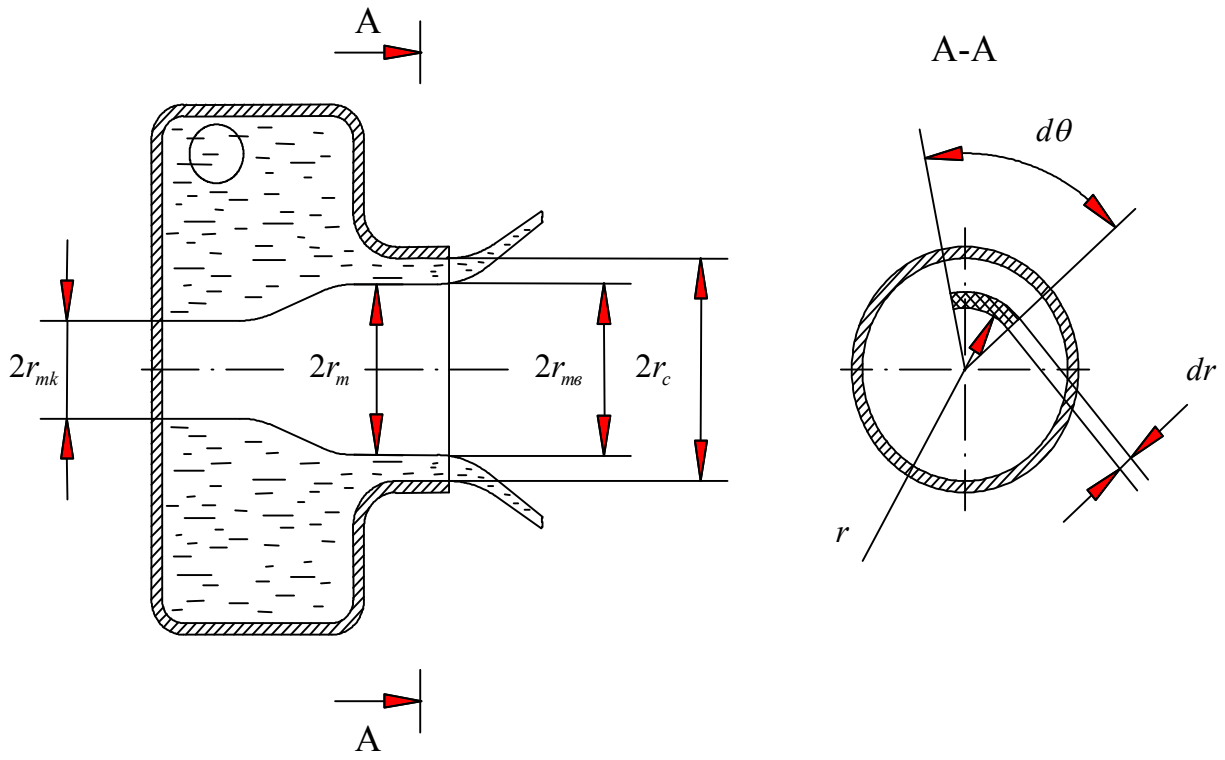


Рис. 2.1.5. Схема течения жидкости в центробежной форсунке

Разность давлений на боковых поверхностях элемента должна уравновешивать центробежную силу

$$dldp = \frac{u^2}{r} dm,$$

где $dm = \rho dldr$ – масса рассматриваемого элемента, кг.

Согласно закону сохранения момента количества движения

$$u = \frac{u_m r_m}{r}.$$

Подставляя выражения для dm и u, получим

$$dp = \rho u_m^2 r_m^2 \frac{dr}{r^3}.$$

Интегрируя полученное уравнение, находим

$$p = -\frac{\rho}{2} u_m^2 r_m^2 \frac{1}{r^2} + C.$$

Постоянную интегрирования можно определить из условия, что на границе газового вихря $(r = r_m)$ избыточное давление равно нулю $(p_m = 0)$. Таким образом, распределение давления в поперечном сечении сопла определяется выражением

$$p = \frac{\rho}{2}\left(u_m^2 - u^2\right). \qquad (2.1.4)$$

Из уравнений (2.1.2) и (2.1.4) следует, что осевая составляющая скорости в сопле остается постоянной по сечению потока:

$$w = \sqrt{\frac{2}{\rho} p_T - u_m^2}. \qquad (2.1.5)$$

Тогда выражение для объемного расхода жидкости через сопло можно записать в виде

$$Q = \pi r_c^2 \varphi w. \qquad (2.1.6)$$

Преобразуем выражение для осевой составляющей скорости w. Для этого воспользуемся законом сохранения момента количества движения

$$u_m = \frac{V_{вх} R}{r_m},$$

выразив скорость во входных каналах $V_{вх}$ через объемный расход:

$$V_{вх} = \frac{Q}{n \pi r_{вх}^2},$$

где n – количество входных каналов.

В соответствии с этими выражениями осевую составляющую скорости w можно определить двумя способами:

$$w = \sqrt{\frac{2p_T}{\rho} - \frac{R^2 Q^2}{n^2 \pi^2 r_{вх}^4 r_m^2}};$$

$$w = \frac{Q}{\pi r_c^2 \varphi}.$$

Приравнивая правые части этих выражений, получим

$$Q = \frac{\pi r_c^2}{\sqrt{\frac{A^2}{1-\varphi} + \frac{1}{\varphi^2}}} \cdot \sqrt{\frac{2p_T}{\rho}}, \qquad (2.1.7)$$

где $A = \frac{R r_c}{n r_{вх}^2}$ – геометрическая характеристика форсунки.

Из формулы (2.1.7) следует, что коэффициент расхода центробежной форсунки μ определяется выражением

$$\mu = \frac{1}{\sqrt{\frac{A^2}{1-\varphi} + \frac{1}{\varphi^2}}}. \qquad (2.1.8)$$

и зависит от двух параметров:

– геометрической характеристики форсунки;

– коэффициента заполнения сопла.

С увеличением коэффициента заполнения сопла коэффициент расхода изменяется не монотонно, а проходит через максимум.

При малых значениях коэффициента заполнения мала площадь живого сечения потока, а при больших значениях φ (малые радиусы вихря) энергия расходуется на создание больших тангенциальных скоростей в точках, близких к оси сопла, что приводит к малым значениям осевой составляющей скорости. В обоих случаях коэффициент расхода мал. Таким образом, можно предположить, что в сопле центробежной форсунки устанавливается газовый вихрь такого радиуса, при котором коэффициент расхода при данном напоре прини-

мает максимальное значение, и именно эти размеры вихря отвечают устойчивому режиму течения. Это положение получило название принципа максимального расхода.

Найдем величину коэффициента заполнения, соответствующего максимальному коэффициенту расхода. Для этого продифференцируем выражение (2.1.8) по φ, считая, что $\frac{d\mu}{d\varphi} = 0$. В результате получим

$$A = \frac{(1-\varphi)\sqrt{2}}{\varphi\sqrt{\varphi}}. \qquad (2.1.9)$$

$$\mu = \sqrt{\frac{\varphi^3}{2-\varphi}}. \qquad (2.1.10)$$

В случае, когда сечение входных каналов отлично от круга, а их направление не перпендикулярно оси сопла, выражение для геометрической характеристики приобретает вид

$$A = \frac{\pi R r_c}{n f_{вх}} Sin\beta, \qquad (2.1.11)$$

где $f_{вх}$ – площадь поперечного сечения входного канала, м^2;

β – угол между направлением входного канала и осью сопла.

На срезе сопла форсунки давление жидкости должно быть постоянно по всему сечению потока и равно давлению окружающей среды. Следовательно, в цилиндрическом сопле форсунки происходит преобразование избыточного центробежного давления в скоростной напор. Это преобразование приводит к увеличению осевой составляющей скорости и ее неравномерному распределению по сечению жидкого кольца: у стенки сопла она становится выше, чем на границе газового вихря. Радиус газового вихря на срезе сопла больше, чем в глубине камеры закручивания. Действительно, при течении несжимаемой жидкости в цилиндрическом сопле осевая составляющая скорости может увеличиваться только при уменьшении живого сечения потока, т.е. при увеличении радиуса газового вихря.

На величине коэффициента расхода преобразование давления в скоростной напор не сказывается, так как при этом соблюдается уравнение неразрывности.

Угол факела определяется отношением тангенциальной и осевой составляющих скорости. Это отношение изменяется по сечению сопла. Струйки, прилегающие к газовому вихрю, вытекают под наибольшим углом, а прилегающие к стенке – под наименьшим. Поэтому угол центробежной форсунки следует характеризовать некоторым средним значением отношения составляющих скорости:

$$tg\frac{\alpha}{2}=\frac{\overline{u}}{\overline{w}}.$$

Если в качестве средних значений $\overline{u}$ и $\overline{w}$ принять значения этих величин, рассчитанных для

$$\overline{r}=\frac{r_c+r_{тв}}{2}=\frac{r_c(1+S)}{2},$$

где $S=\dfrac{r_{тв}}{r_c}$ – безразмерный радиус вихря на срезе сопла,

то выражение для определения половины корневого угла факела можно получить в следующем виде:

$$tg\frac{\alpha}{2}=\frac{2\mu A}{\sqrt{(1+S)^2-4\mu^2A^2}}.$$

Гидравлические параметры центробежной форсунки для идеальной жидкости однозначно определяются геометрической характеристикой (рис. 2.1.6). Следовательно, геометрическая характеристика может считаться критерием гидравлического подобия центробежных форсунок при течении невязкой жидкости.

1.4. ПРИНЦИП МАКСИМАЛЬНОГО РАСХОДА

Течение в центробежной форсунке сопровождается образованием свободной поверхности – поверхности газового вихря, где устанавливается постоянное давление среды, в которую происходит истечение жидкости. В отличие от других аналогичных течений (течения в ре-

ках, лотках, водосливах и т.д.), свободная поверхность в центробежной форсунке образуется под действием центробежной силы, а не за счет силы тяжести [16, 18].

Движение жидкости в цилиндрическом сопле форсунки постоянного радиуса аналогично течению тяжелой жидкости по горизонтальному каналу постоянной глубины h. Для последнего случая справедливо, что при установившемся течении скорость потока не может превысить величины $c = \sqrt{gh}$, равной скорости распространения длинных волн на поверхности жидкости.

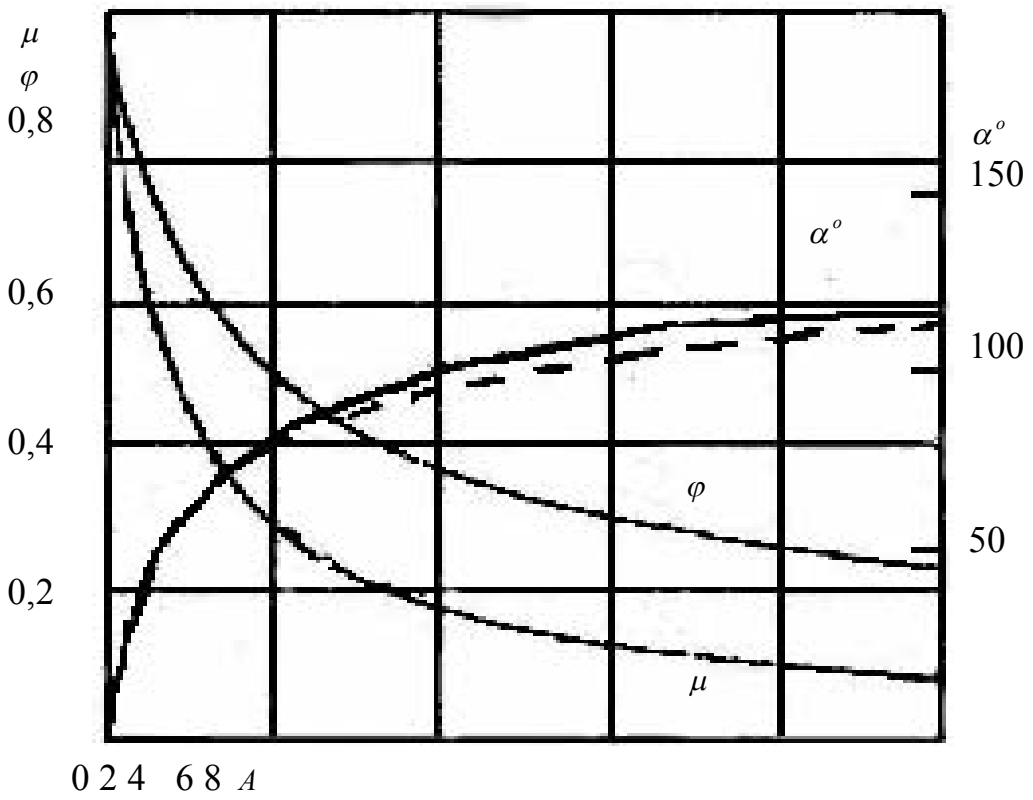


Рис. 2.1.6. График зависимости коэффициента расхода μ, коэффициента заполнения сопла φ и угла факела α от геометрической характеристики A

Подобное положение справедливо и по отношению к центробежной форсунке: скорость поступательного движения жидкости в сопле при установившемся режиме должна быть равна скорости волн, распространяющихся по свободной поверхности жидкости в поле центробежных сил. При этом расход через форсунку при данном напоре должен иметь максимальное значение.

Определим выражение для скорости распространения волн на свободной поверхности в поле центробежной силы.

Рассмотрим схему течения жидкости в цилиндрическом сопле постоянного радиуса (рис. 2.1.7). Введем цилиндрическую систему координат, причем направим ось x по оси сопла. Радиус невозмущенной поверхности газового вихря обозначим через r_m, а через ζ – радиальное отклонение профиля свободной поверхности волны от равновесного положения. Функция ζ зависит от координаты x и времени t.

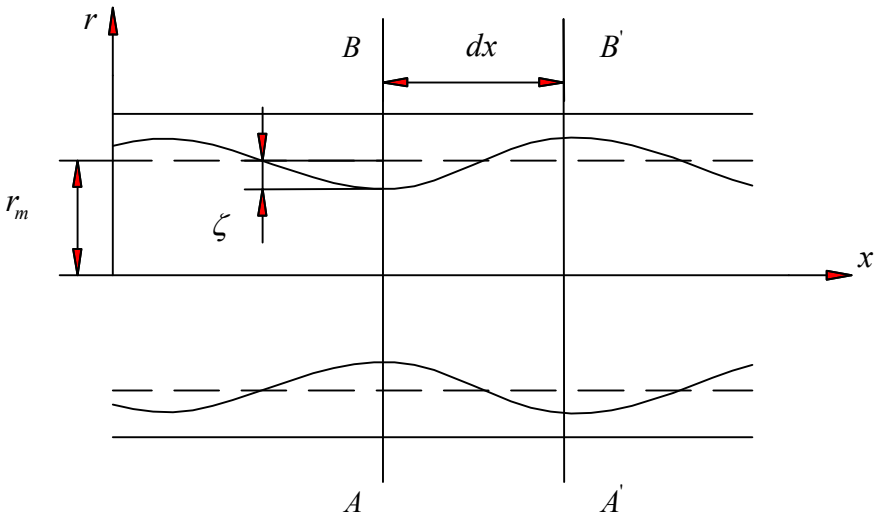


Рис. 2.1.7. Схема течения жидкости в цилиндрическом сопле

Уравнение движения Эйлера в цилиндрических координатах для течения жидкости в цилиндрическом сопле постоянного радиуса, пренебрегая действием силы тяжести, можно представить в следующем виде:

$$\frac{dV_r}{dt} = \frac{V_\varphi^2}{r} - \frac{1}{\rho} \cdot \frac{\partial p}{\partial r}; \qquad (2.1.12)$$

$$\frac{dV_x}{dt} = -\frac{1}{\rho} \cdot \frac{\partial p}{\partial x}, \qquad (2.1.13)$$

где V_r – радиальная составляющая скорости, м/с;

V_φ – тангенциальная составляющая скорости, м/с;

V_x – осевая составляющая скорости, м/с.

Центробежное ускорение равно $\frac{V_\varphi^2}{r}$ и направлено по радиусу от оси сопла.

Сделаем ряд допущений:

– радиальная скорость частиц изменяется очень медленно, и радиальным ускорением частиц можно пренебречь, т.е. $\frac{dV_r}{dt} = 0$;

– амплитуда колебаний частиц жидкости мала по сравнению с радиусом газового вихря и толщиной жидкой пленки в сопле форсунки.

Тогда уравнение (2.1.12) примет вид

$$\frac{V_\varphi^2}{r} - \frac{1}{\rho} \cdot \frac{\partial p}{\partial r} = 0. \qquad (2.1.14)$$

Тангенциальная составляющая скорости определяется из закона сохранения момента количества движения:

$$V_\varphi = \frac{V_{вх} R}{r}.$$

Интегрируя уравнение (2.1.14), определим зависимость давления от радиуса

$$p = -\frac{\rho}{2} \frac{V_{вх}^2 R^2}{r^2} + f(x,t),$$

где $f(x,t)$ – произвольная функция.

На свободной границе при $r = r_m + \zeta$ давление постоянно и равно давлению среды $(p = p_0)$:

$$p_0 = -\frac{\rho}{2} \frac{V_{вх}^2 R^2}{(r_m + \zeta)^2} + f(x,t).$$

Вычисляя разность $p - p_0$, получаем

$$p - p_0 = \frac{\rho}{2} V_{вх}^2 R^2 \left(\frac{1}{(r_m + \zeta)^2} - \frac{1}{r^2} \right); \qquad (2.1.15)$$

и

$$\frac{\partial p}{\partial x} = -\rho \frac{V_{вх}^2 R^2}{\left(r_m + \zeta\right)^3} \cdot \frac{\partial \zeta}{\partial x}. \qquad (2.1.16)$$

Из выражения (2.1.15) следует, что на распределение давления по радиусу не влияет наличие волнообразования на свободной поверхности. Это утверждение справедливо, так как изначально предполагалось, что радиальное ускорение отсутствует.

Проанализируем выражение (2.1.13). Из этого уравнения следует, что ускорение в осевом направлении $\frac{dV_x}{dt}$ не зависит от радиуса. Следовательно, равномерность распределения осевой составляющей скорости по сечению жидкого кольца, существующая в случае невозмущенного течения в сопле, сохранится и при наличии колебаний. Таким образом, V_x зависит только от координаты x и времени t, поэтому

$$\frac{dV_x}{dt} = \frac{\partial V_x}{\partial t} + V_x \frac{\partial V_x}{\partial x}.$$

В связи с тем, что профили осевой составляющей скорости незначительно меняются по оси x, последним членом можно пренебречь, следовательно,

$$\frac{dV_x}{dt} = \frac{\partial V_x}{\partial t}.$$

Тогда уравнение (2.1.13) с учетом выражения (2.1.16) преобразуется к виду

$$\frac{\partial V_x}{\partial t} = \frac{V_{вх}^2 R^2}{\left(r_m + \zeta\right)^3} \cdot \frac{\partial \zeta}{\partial x}.$$

Так как $r_m >> \zeta$, получим

$$\frac{\partial V_x}{\partial t} = \frac{V_{вх}^2 R^2}{r_m^3} \cdot \frac{\partial \zeta}{\partial x}. \qquad (2.1.17)$$

Рассмотрим объем жидкости между двумя сечениями при течении в цилиндрической части сопла центробежной форсунки (см. рис. 2.1.7). Объем жидкости, прошедшей за время dt через плоскость AB,

$$\left(V_x \pi \left(r_c^2 - (r_m + \zeta)^2\right)\right)_x dt .$$

Объем жидкости, прошедшей через плоскость $A'B'$ за то же время, определяется выражением

$$\left(V_x \pi \left(r_c^2 - (r_m + \zeta)^2\right)\right)_{x+dx} dt .$$

Следовательно, объем жидкости, заключенный между указанными плоскостями, за время dt изменится на величину

$$\frac{\partial\left(V_x \pi \left(r_c^2 - (r_m + \zeta)^2\right)\right)}{\partial x} dxdt . \qquad (2.1.18)$$

Но для несжимаемой жидкости это изменение объема может произойти только вследствие повышения или понижения уровня жидкости между AB и $A'B'$. За время dt уровень изменится на $\frac{\partial \zeta}{\partial t} dt$, а объем жидкости получит приращение

$$2\pi r_m \frac{\partial \zeta}{\partial t} dxdt . \qquad (2.1.19)$$

Приравнивая выражения (2.1.18) и (2.1.19), получим

$$\frac{\partial \zeta}{\partial t} = \frac{1}{2r_m} \cdot \frac{\partial\left(V_x \pi \left(r_c^2 - (r_m + \zeta)^2\right)\right)}{\partial x} = \frac{r_c^2 - (r_m + \zeta)^2}{2r_m} \cdot \frac{\partial V_x}{\partial x} - \frac{r_m + \zeta}{r_m} V_x \frac{\partial \zeta}{\partial x} .$$

Пренебрегая значением ζ и учитывая, что $\frac{\partial \zeta}{\partial x}$ является величиной второго порядка малости, получим уравнение неразрывности для рассматриваемого случая:

$$\frac{\partial \zeta}{\partial t} = \frac{r_c^2 - r_m^2}{2r_m} \cdot \frac{\partial V_x}{\partial x} . \qquad (2.1.20)$$

Продифференцируем выражение (2.1.17) по x, а выражение (2.1.20) по t и приравняем выражения для смешанной производной $\frac{\partial^2 V_x}{\partial x \partial t}$. В результате получим

$$\frac{\partial^2 \zeta}{\partial t^2} = \frac{V_{вх}^2 R^2 \left(r_c^2 - r_m^2\right)}{2r_m^4} \cdot \frac{\partial^2 \zeta}{\partial x^2} . \qquad (2.1.21)$$

Общее решение полученного волнового уравнения (2.1.21) имеет вид

$$\zeta = \Phi_1(x - ct) + \Phi_2(x + ct),$$

где Φ_1, Φ_2 – произвольные функции,

$c = \dfrac{V_{вх} R}{r_m^2}\sqrt{\dfrac{r_c^2 - r_m^2}{2}}$ – скорость распространения волн на поверхности жидкости в поле центробежной силы, м/с.

Осевая составляющая скорости в сопле центробежной форсунки определяется выражением

$$w = \frac{Q}{\pi r_c^2 \varphi}.$$

С учетом того, что объемный расход можно определить через скорость во входных каналах форсунки

$$Q = n\pi r_{вх}^2 V_{вх},$$

получаем

$$w = \frac{n r_{вх}^2 V_{вх}}{r_c^2 \varphi} = \frac{V_{вх} R}{A \varphi r_c}.$$

При максимальном расходе коэффициент заполнения связан с геометрической характеристикой соотношением

$$A = \frac{(1-\varphi)\sqrt{2}}{\varphi\sqrt{\varphi}}.$$

Подставив это выражение в формулу для определения осевой составляющей скорости, получим

$$w = \frac{V_{вх} R}{r_m^2}\sqrt{\frac{r_c^2 - r_m^2}{2}}. \qquad (2.1.22)$$

Данное выражение тождественно уравнению для определения скорости распространения волн на свободной поверхности жидкости в поле действия центробежной силы. Из этого следует, что при ра-

венстве скорости поступательного движения и скорости распространения волн расход принимает максимальное значение.

Таким образом, принцип максимального расхода через центробежную форсунку является следствием равенства поступательной скорости течения в сопле и скорости распространения волн на свободной поверхности газового вихря в поле центробежной силы. При выполнении этого равенства движение жидкости в форсунке будет устойчивым.

1.5. ТЕОРИЯ ЦЕНТРОБЕЖНОЙ ФОРСУНКИ ДЛЯ ВЯЗКОЙ ЖИДКОСТИ

В случае идеальной жидкости момент внешних сил, действующих на жидкость в камере закручивания, равен нулю, и течение подчиняется закону сохранения момента количества движения. По мере приближения к оси сопла окружная составляющая скорости возрастает обратно пропорционально радиусу [16, 17, 18].

Вследствие вязкости жидкости на стенке возникают силы трения, направленные навстречу скорости течения. Момент сил трения вызывает уменьшение момента количества движения, который на входе в сопло оказывается меньшим, чем на входе в камеру закручивания. При этом уменьшается радиус газового вихря, возрастает коэффициент расхода и уменьшается угол факела.

Таким образом, в центробежной форсунке трение о стенки камеры закручивания приводит к неожиданному результату: расход реальной (вязкой) жидкости через форсунку больше, чем расход идеальной жидкости.

В этом случае для определения коэффициента расхода центробежной форсунки можно воспользоваться следующим выражением:

$$\mu = \frac{1}{\sqrt{\dfrac{A_э^2}{1-\varphi} + \dfrac{1}{\varphi^2}}}. \qquad (2.1.23)$$

Эта формула отличается от соответствующей формулы для идеальной жидкости только заменой геометрической характеристики форсунки A на параметр $A_э$, называемый эквивалентной характеристикой форсунки.

Эквивалентная характеристика форсунки определяется выражением

$$A_э = \frac{A}{1 + \frac{\lambda}{2}\left(\frac{B^2}{n} Sin\beta - A\right)}. \qquad (2.1.24)$$

где λ – коэффициент трения,

а комплекс B находится из выражения

$$B = \frac{\pi R^2}{f_{вх}}.$$

Если пренебречь потерями энергии, то формула для определения угла факела при течении вязкой жидкости имеет тот же вид, что и для идеальной жидкости, отличаясь единственно тем, что в ней геометрическая характеристики форсунки заменена эквивалентной, т.е.

$$tg\frac{\alpha}{2} = \frac{2\mu A_э}{\sqrt{(1+S)^2 - 4\mu^2 A_э^2}}. \qquad (2.1.25)$$

Таким образом, для вязкой жидкости коэффициент расхода μ, коэффициент заполнения φ и корневой угол α также определяются по кривым, показанным на рис. 2.1.6, с той лишь разницей, что по оси абсцисс откладывается значение эквивалентной характеристики форсунки $A_э$.

Так как коэффициент трения λ зависит от вязкости жидкости, то и гидравлические параметры форсунки также зависят от вязкости: чем больше вязкость, тем больше коэффициент расхода и тем меньше угол факела.

Экспериментально установлено, что для диапазона $10^3 \le \mathrm{Re} \le 10^5$ значение коэффициента трения с высокой степенью точности можно определить по выражению

$$\lg\lambda = \frac{25.8}{(\lg \mathrm{Re})^{2.58}} - 2. \qquad (2.1.26)$$

Критерий Рейнольдса для течения жидкости в центробежной форсунке рассчитывается по следующему уравнению:

$$\mathrm{Re} = \frac{4Q}{\pi \nu d_{вх} \sqrt{n}}, \qquad (2.1.27)$$

где ν – коэффициент кинематической вязкости жидкости, м^2/с.

1.6. ГИДРАВЛИЧЕСКИЙ РАСЧЕТ ЦЕНТРОБЕЖНОЙ ФОРСУНКИ

Гидравлический расчет простой центробежной форсунки состоит в определении размеров сопла, камеры закручивания и входных каналов, обеспечивающих получение заданных значений производительности и корневого угла факела.

Исходными данными для расчета являются корневой угол факела, секундный расчет жидкости, давление перед форсункой, плотность и коэффициент вязкости жидкости.

Расчет целесообразно производить на основе теории форсунки для идеальной жидкости с последующим учетом влияния трения и различных конструкционных факторов.

По заданному значению корневого угла факела α на основании кривой, показанной на рис. 2.1.6, определяется значение геометрической характеристики форсунки A, которая позволяет вычислить значение коэффициента расхода μ. Далее, воспользовавшись уравнением расхода, можно рассчитать диаметр соплового отверстия

$$d = \sqrt{\frac{4G}{\pi\mu\sqrt{2\rho p_T}}}, \qquad (2.1.28)$$

где G – Массовый расход жидкости, кг/с.

Остальные размеры распылителя следует найти из уравнения геометрической характеристики

$$A = \frac{Rr_c}{nr_{вх}^2}. \qquad (2.1.29)$$

Так как в этом уравнении имеется три неизвестных $(R, n, r_{вх})$, то двумя из них необходимо задаться. Удобнее всего задаваться числом входных каналов и величиной плеча закручивания. Число входных каналов следует выбирать в пределах от 2 до 4. Величину плеча закручивания нужно определять исходя из заданных габаритов форсунки.

После того как число входных каналов и величина плеча закручивания выбраны, определяется диаметр входных каналов

$$d_{вх} = 2\sqrt{\frac{Rr_c}{nA}}. \qquad (2.1.30)$$

Элементарный расчет форсунки для идеальной жидкости на этом заканчивается.

Далее необходимо оценить влияние трения и различных конструктивных факторов на гидравлические параметры форсунки и внести в расчет необходимые поправки, рассматривая расчет для идеальной жидкости в качестве первого приближения.

Для этого определяется число Рейнольдса Re на входе в камеру закручивания:

$$\mathrm{Re} = \frac{4G}{\rho \nu \pi d_{вх} \sqrt{n}}. \qquad (2.1.31)$$

По значению этого числа находится коэффициент трения λ_1:

$$\lg \lambda_1 = \frac{25.8}{(\lg \mathrm{Re})^{2.58}} - 2. \qquad (2.1.32)$$

Затем определяется величина эквивалентной характеристики форсунки

$$A_{э1} = \frac{Rr_c}{nr_{вх}^2 + \frac{\lambda_1}{2} R(R - r_c)}. \qquad (2.1.33)$$

Если разница между $A_{э1}$ и A невелика, т.е. если значения коэффициента расхода и корневого угла факела, соответствующие $A_{э1}$ и A, совпадают с достаточной степенью точности (расхождение не превышает 5-10%), то первым приближением можно ограничиться.

Если разница между $A_{э1}$ и A велика, то необходимо выполнить расчет следующего приближения.

Полагая, что коэффициент трения равен λ_1, и решив уравнение (2.1.33) относительно $r_{вх}$, находят новое значение диаметра входных отверстий (принимая в этом уравнении $A_{э1} = A$):

$$d'_{вх} = 2\sqrt{\frac{Rr_c}{nA} - \frac{\lambda_1}{2n}R(R - r_c)}. \qquad (2.1.34)$$

Затем определяют число Re и значение коэффициента трения λ_2, по которым вычисляют величину эквивалентной характеристики $A_{э2}$, соответствующей входным каналам, имеющим диаметр $d'_{вх}$:

$$A_{э2} = \frac{Rr_c}{nr'^2_{вх} + \frac{\lambda_2}{2}R(R - r_c)}.$$

Снова сравнивают значения $A_{э2}$ и A, и если разница больше допустимой, то производят расчет следующего приближения.

Обычно бывает достаточно двух-трех приближений.

После того как найден диаметр входных каналов, переходят к определению остальных размеров распылителя.

Диаметр камеры закручивания рассчитывают из соотношения

$$D_k = 2(R + r_{вх})$$

с прибавлением величины технологического допуска.

Высоту цилиндрической части камеры закручивания, длину сопла и длину входных каналов принимают в соответствии со следующими рекомендациями:

$$\delta \approx d_{вх};$$

$$\frac{l_c}{d_c} = 0.25 \div 1.0;$$

$$\frac{l_{вх}}{d_{вх}} = 1.5 \div 3.0.$$

Угол конуса на входе в сопло выбирают в пределах от 60 до 120°.

1.7. ПРИМЕР РАСЧЕТА ЦЕНТРОБЕЖНОЙ ФОРСУНКИ

Рассчитать центробежную форсунку по следующим данным:

– расход жидкости – 310 кг/ч;

– плотность жидкости – 781 кг/м^3;

– коэффициент динамической вязкости жидкости – 0,53 мПа·с;

– перепад давления на форсунке – 200000 Па;

– корневой угол факела – 100°.

Решение. По заданному значению корневого угла факела α определим значения (по рис. 2.1.6):

– геометрической характеристики форсунки $A = 4$;

– коэффициента расхода $\mu = 0.18$.

Далее рассчитывается диаметр соплового отверстия

$$d = \sqrt{\frac{4 \cdot 310}{3600 \cdot \pi \cdot 0.18\sqrt{2 \cdot 781 \cdot 200000}}} = 0.00587 \text{ м.}$$

Примем диаметр соплового отверстия равным 5,5 мм.

Зададимся значениями:

– числом входных каналов $n = 2$;

– величиной плеча закручивания $R = 0.007$ м.

После того как число входных каналов и величина плеча закручивания выбраны, определяется диаметр входных каналов

$$d_{вх} = 2\sqrt{\frac{0.007 \cdot 0.00275}{2 \cdot 4}} = 0.0031 \text{ м.}$$

Оценим влияние трения и различных конструктивных факторов на гидравлические параметры форсунки.

Для этого определяется число Рейнольдса Re на входе в камеру закручивания:

$$\mathrm{Re} = \frac{4 \cdot 310}{3600 \cdot 0.00053 \cdot \pi \cdot 0.0031\sqrt{2}} = 47186.$$

По значению этого числа находится коэффициент трения λ_1:

$$\lg \lambda_1 = \frac{25.8}{(\lg 47186)^{2.58}} - 2;$$

$$\lambda_1 = 0.0304.$$

Затем определяется величина эквивалентной характеристики форсунки

$$A_{э1} = \frac{0.007 \cdot 0.00275}{2 \cdot 0.001505^2 + \frac{0.0304}{2} 0.007(0.007 - 0.00275)} = 3.86.$$

Так как разница между $A_{э1}$ и A не велика, то расчет можно считать законченным.

Контрольные вопросы

1. Какие существуют количественные характеристики факела распыла?

2. По каким признакам можно классифицировать центробежные форсунки?

3. Чем обусловлено наличие газового вихря в центробежной форсунке?

4. На каких законах сохранения построена теория расчета центробежной форсунки?

5. Что характеризует коэффициент заполнения сопла центробежной форсунки?

6. Что такое геометрическая характеристика центробежной форсунки?

7. Что характеризует коэффициент расхода центробежной форсунки?

8. Чем определяется значение корневого угла факела центробежной форсунки?

9. В чем состоит принцип максимального расхода?

10. Влияет ли наличие волнообразования на свободной поверхности жидкости в центробежной форсунке на распределение давления?

11. При какой скорости распространения волн на свободной поверхности газового вихря поступательная скорость течения жидкости в центробежной форсунке достигнет своего максимального значения?

12. Как влияет учет сил вязкого трения на расчет центробежной форсунки?

13. Какие основные факторы влияют на дисперсность факела распыла?

14. Как влияет плотность газа на дисперсность факела распыла центробежной форсунки?

15. Как влияет плотность жидкости на дисперсность факела распыла центробежной форсунки?

16. При каких условиях достигается максимальная равномерность орошения поверхности многофорсунчатым оросителем?

Задачи

Задача 1. Определить перепад давления на центробежной форсунке, если через нее проходит 200 кг/ч жидкости с плотностью 805 кг/м^3 и коэффициентом динамической вязкости 0,75 мПа·с. Размеры форсунки: диаметр сопла – 4,5 мм, плечо закручивания – 7 мм, диаметр входных каналов – 3 мм, число входных каналов – 2.

Задача 2. Как изменится перепад давления из задачи 1, если число входных каналов будет равно 3.

Задача 3. Определить корневой угол факела центробежной форсунке, если через нее проходит 350 кг/ч жидкости с плотностью 650 кг/м^3 и коэффициентом динамической вязкости 0,675 мПа·с, перепад давления – 2 кгс/см^2. Размеры форсунки: диаметр сопла – 5 мм.

Задача 4. Рассчитать центробежную форсунку с корневым углом факела 60° на расход 145 кг/час при перепаде давления на форсунке 35 кгс/см^2. Топливо – керосин (плотность 830 кг/м^3, коэффициент кинематической вязкости – $2{,}2\cdot10^{-6}$ м^2/с).

Задача 5. Рассчитать центробежную форсунку с корневым углом факела 120° на расход 6 г/с при перепаде давления на форсунке 4 кгс/см^2. Топливо – керосин (плотность 830 кг/м^3, коэффициент кинематической вязкости – $2{,}2\cdot10^{-6}$ м^2/с).

Контрольная работа

По данным, представленным в табл. 2.1.1, определить геометрические параметры центробежной форсунки, максимальный диаметр капель факела распыла и построить интегральную функцию распределения капель по размерам.

Таблица 2.1.1

Исходные данные

Номер варианта	Корневой угол, град	Перепад давления на форсунке, кгс/см^2	Расход жидкости, кг/ч	Плотность жидкости, кг/м^3	Вязкость жидкости, сП	Поверхностное натяжение, Н/м	Плотность газа, кг/м^3
01	60	25	100	800	0,8	0,05	5,12
02	70	26	105	810	0,9	0,06	5,15
03	80	27	110	820	1,0	0,07	5,35
04	90	28	115	830	1,1	0,08	6,12
05	100	29	120	840	1,2	0,09	4,21
06	110	30	125	850	1,3	0,04	3,15
07	120	31	130	860	1,4	0,03	2,14
08	60	32	135	870	1,5	0,05	1,27
09	70	33	140	880	1,6	0,06	2,69
10	80	34	145	890	1,7	0,07	5,12
11	90	35	150	900	0,8	0,08	5,15
12	100	36	100	910	0,9	0,09	5,35
13	110	37	105	920	1,0	0,04	6,12
14	120	38	110	930	1,1	0,03	4,21
15	60	39	115	940	1,2	0,05	3,15
16	70	40	120	950	1,3	0,06	2,14
17	80	25	125	960	1,4	0,07	1,27
18	90	26	130	970	1,5	0,08	2,69
19	100	27	135	980	1,6	0,09	5,12
20	110	28	140	990	1,7	0,04	5,15
21	120	29	145	1000	0,8	0,03	5,35
22	60	30	150	1010	0,9	0,05	6,12
23	70	31	100	1020	1,0	0,06	4,21
24	80	32	105	1030	1,1	0,07	3,15
25	90	33	110	1040	1,2	0,08	2,14
26	100	34	115	1050	1,3	0,09	1,27
27	110	35	120	1060	1,4	0,04	2,69
28	120	36	125	1070	1,5	0,03	5,12

Продолжение таблицы 2.1.1

Номер варианта	Корневой угол, град	Перепад давления на форсунке, кгс/см^2	Расход жидкости, кг/ч	Плотность жидкости, кг/м^3	Вязкость жидкости, сП	Поверхностное натяжение, Н/м	Плотность газа, кг/м^3
29	60	37	130	1080	1,6	0,05	5,15
30	70	38	135	1090	1,7	0,06	5,35
31	80	39	140	1100	0,8	0,07	6,12
32	90	40	145	800	0,9	0,08	4,21
33	100	25	150	810	1,0	0,09	3,15
34	110	26	100	820	1,1	0,04	2,14
35	120	27	105	830	1,2	0,03	1,27
36	60	28	110	840	1,3	0,05	2,69
37	70	29	115	850	1,4	0,06	5,12
38	80	30	120	860	1,5	0,07	5,15
39	90	31	125	870	1,6	0,08	5,35
40	100	32	130	880	1,7	0,09	6,12
41	110	33	135	890	0,8	0,04	4,21
42	120	34	140	900	0,9	0,03	3,15
43	60	35	145	910	1,0	0,05	2,14
44	70	36	150	920	1,1	0,06	1,27
45	80	37	100	930	1,2	0,07	2,69
46	90	38	105	940	1,3	0,08	5,12
47	100	39	110	950	1,4	0,09	5,15
48	110	40	115	960	1,5	0,04	5,35
49	120	25	120	970	1,6	0,03	6,12
50	60	26	125	980	1,7	0,05	4,21
51	70	27	130	990	0,8	0,06	3,15
52	80	28	135	1000	0,9	0,07	2,14
53	90	29	140	1010	1,0	0,08	1,27
54	100	30	145	1020	1,1	0,09	2,69
55	110	31	150	1030	1,2	0,04	5,12
56	120	32	100	1040	1,3	0,03	5,15
57	60	33	105	1050	1,4	0,05	5,35
58	70	34	110	1060	1,5	0,06	6,12
59	80	35	115	1070	1,6	0,07	4,21
60	90	36	120	1080	1,7	0,08	3,15
61	100	37	125	1090	0,8	0,09	2,14
62	110	38	130	1100	0,9	0,04	1,27
63	120	39	135	800	1,0	0,03	2,69
64	60	40	140	810	1,1	0,05	5,12

Окончание таблицы 2.1.1

Номер варианта	Корневой угол, град	Перепад давления на форсунке, кгс/см^2	Расход жидкости, кг/ч	Плотность жидкости, кг/м^3	Вязкость жидкости, сП	Поверхностное натяжение, Н/м	Плотность газа, кг/м^3
65	70	25	145	820	1,2	0,06	5,15
66	80	26	150	830	1,3	0,07	5,35
67	90	27	100	840	1,4	0,08	6,12
68	100	28	105	850	1,5	0,09	4,21
69	110	29	110	860	1,6	0,04	3,15
70	120	30	115	870	1,7	0,03	2,14
71	60	31	120	880	0,8	0,05	1,27
72	70	32	125	890	0,9	0,06	2,69
73	80	33	130	900	1,0	0,07	5,12
74	90	34	135	910	1,1	0,08	5,15
75	100	35	140	920	1,2	0,09	5,35
76	110	36	145	930	1,3	0,04	6,12
77	120	37	150	940	1,4	0,03	4,21
78	60	38	100	950	1,5	0,05	3,15
79	70	39	105	960	1,6	0,06	2,14
80	80	40	110	970	1,7	0,07	1,27
81	90	25	115	980	0,8	0,08	2,69
82	100	26	120	990	0,9	0,09	5,12
83	110	27	125	1000	1,0	0,04	5,15
84	120	28	130	1010	1,1	0,03	5,35
85	60	29	135	1020	1,2	0,05	6,12
86	70	30	140	1030	1,3	0,06	4,21
87	80	31	145	1040	1,4	0,07	3,15
88	90	32	150	1050	1,5	0,08	2,14
89	100	33	100	1060	1,6	0,09	1,27
90	110	34	105	1070	1,7	0,04	2,69
91	120	35	110	1080	0,8	0,03	5,12
92	60	36	115	1090	0,9	0,05	5,15
93	70	37	120	1100	1,0	0,06	5,35
94	80	38	125	800	1,1	0,07	6,12
95	90	39	130	810	1,2	0,08	4,21
96	100	40	135	820	1,3	0,09	3,15
97	110	25	140	830	1,4	0,04	2,14
98	120	26	145	840	1,5	0,03	1,27
99	60	27	150	850	1,6	0,05	2,69
100	70	28	100	860	1,7	0,06	5,12

Окончание таблицы 2.1.1

Номер варианта	Корневой угол, град	Перепад давления на форсунке, кгс/см^2	Расход жидкости, кг/ч	Плотность жидкости, кг/м^3	Вязкость жидкости, сП	Поверхностное натяжение, Н/м	Плотность газа, кг/м^3
65	70	25	145	820	1,2	0,06	5,15
66	80	26	150	830	1,3	0,07	5,35
67	90	27	100	840	1,4	0,08	6,12
68	100	28	105	850	1,5	0,09	4,21
69	110	29	110	860	1,6	0,04	3,15
70	120	30	115	870	1,7	0,03	2,14
71	60	31	120	880	0,8	0,05	1,27
72	70	32	125	890	0,9	0,06	2,69
73	80	33	130	900	1,0	0,07	5,12
74	90	34	135	910	1,1	0,08	5,15
75	100	35	140	920	1,2	0,09	5,35
76	110	36	145	930	1,3	0,04	6,12
77	120	37	150	940	1,4	0,03	4,21
78	60	38	100	950	1,5	0,05	3,15
79	70	39	105	960	1,6	0,06	2,14
80	80	40	110	970	1,7	0,07	1,27
81	90	25	115	980	0,8	0,08	2,69
82	100	26	120	990	0,9	0,09	5,12
83	110	27	125	1000	1,0	0,04	5,15
84	120	28	130	1010	1,1	0,03	5,35
85	60	29	135	1020	1,2	0,05	6,12
86	70	30	140	1030	1,3	0,06	4,21
87	80	31	145	1040	1,4	0,07	3,15
88	90	32	150	1050	1,5	0,08	2,14
89	100	33	100	1060	1,6	0,09	1,27
90	110	34	105	1070	1,7	0,04	2,69
91	120	35	110	1080	0,8	0,03	5,12
92	60	36	115	1090	0,9	0,05	5,15
93	70	37	120	1100	1,0	0,06	5,35
94	80	38	125	800	1,1	0,07	6,12
95	90	39	130	810	1,2	0,08	4,21
96	100	40	135	820	1,3	0,09	3,15
97	110	25	140	830	1,4	0,04	2,14
98	120	26	145	840	1,5	0,03	1,27
99	60	27	150	850	1,6	0,05	2,69
100	70	28	100	860	1,7	0,06	5,12

ГЛАВА 2. ЖЕЛОБЧАТЫЕ ОРОСИТЕЛИ

Желобчатые оросители в настоящее время стали одним из самых распространённых видов оросительных устройств насадочных колонн. Особенно часто они используются в колонах с регулярной насадкой. Распределительные желоба являются дальнейшим развитием распределительных плит и обладают более низким гидравлическим сопротивлением, меньшей металлоемкостью и более разряженной сеткой точек орошения.

2.1. УСТРОЙСТВО ЖЕЛОБЧАТЫХ ОРОСИТЕЛЕЙ

Желобчатые оросители выполняются в виде параллельно расположенных лотков правильной геометрической формы с переливными прорезями вверху их боковых стенок или с насадками истечения в днище (рис. 2.2.1). Желоба с прорезями применяются для того, чтобы избежать уноса брызг из аппарата, так как при их работе жидкость, стекая по стенкам, падает на насадку без разбрызгивания, а доля поперечного сечения, занятого желобами, и, следовательно, скорость газового потока между ними достаточно малы [19].

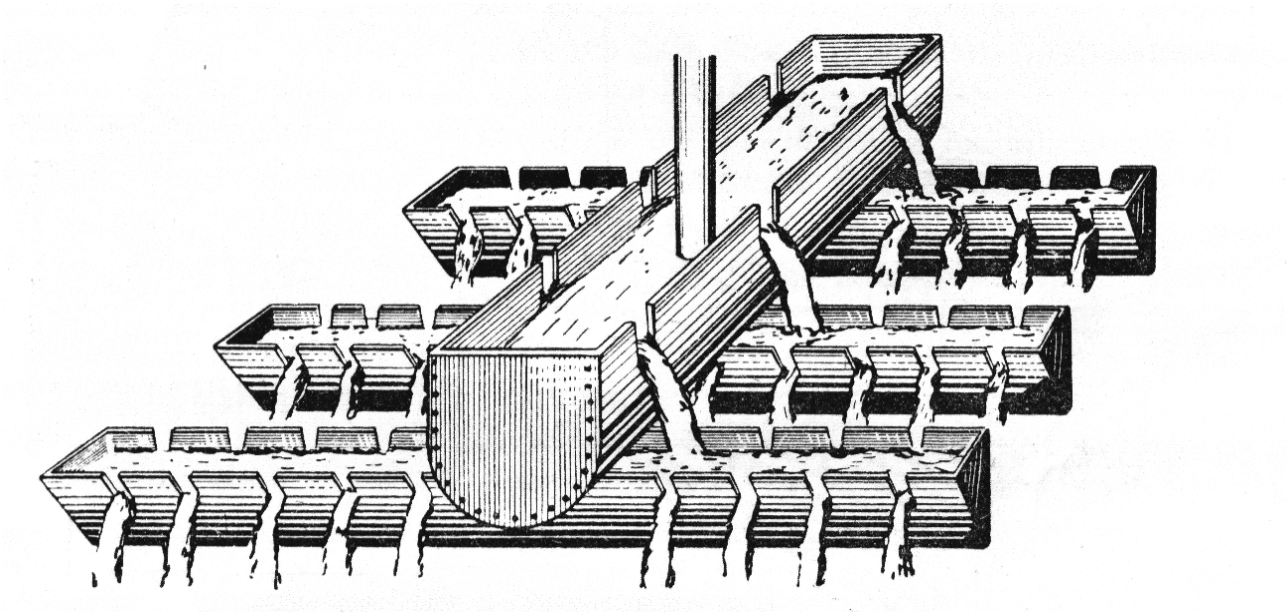


Рис. 2.2.1. Общий вид желобчатого оросителя

Желоба с переливными прорезями удобно использовать для орошения хордовой насадки (например, в градирнях), поскольку их про-

рези можно непосредственно над ребрами хорд, а распределение жидкости осуществлять по равномерной квадратной сетке. При орошении колонн с другими типами насадочных устройств могут применяться желоба с навесными отводами (рис. 2.2.2).

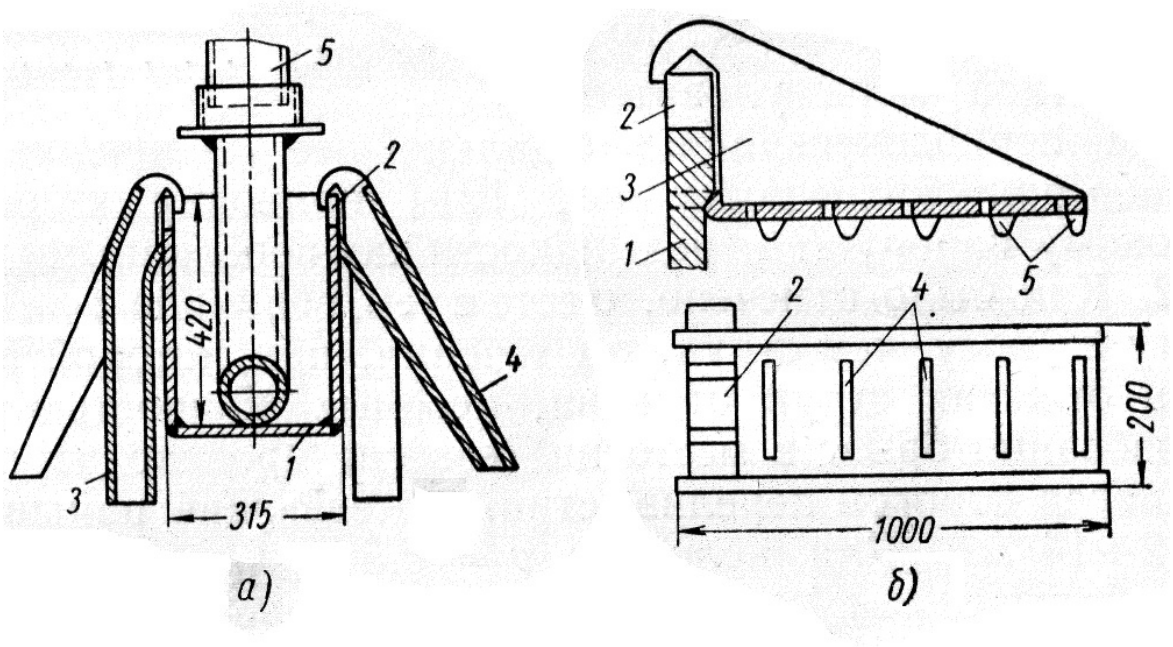


Рис. 2.2.2. Общий вид желобчатого оросителя^

а – желоб с вертикальными и наклонными отводами (1 – желоб; 2 – прорезь; 3 – вертикальный отвод; 4 – наклонный отвод; 5 – питающая труба); б – желоб с горизонтальным отводом (1 – стенка желоба; 2 – прорезь в стенке желоба; 3 – отвод лоткового типа; 4 – прорези в дне отвода; 5 – зубчатые гребенки)

В колоннах с регулярной и засыпной насадкой вместо желобов переливного действия применяют желобчатые распределители с заполненными жидкостью донными патрубками (отверстиями). Эти желоба работают при больших подпорах жидкости и имеют, как следствие, большую производительность.

Условиями для стабильной работы желобчатых оросителей являются:

– скорость течения в желобе не должна превышать значений приведенные в табл. 2.2.1. При превышении придельных скоростей происходит резкое увеличение неравномерности распределения жидкости, как через переливные прорези, так и через донные насадки;

– определенный уровень жидкости над переливной прорезью или патрубком (отверстием). Для патрубков, верхний срез которых располагается в плоскости днища желоб, напор $H = (4 \div 6)d$ достаточен для предотвращения воронкообразования на входе в патрубок. Для переливов напор не должен превышать 12÷14 мм, так как при превышении порогового значения напора наблюдается отжатие струи от кромки перелива и образование брызг в месте падения ее на насадку. Изменение формы струи в зависимости от напора приведено на рис. 2.2.3;

Таблица 2.2.1

Максимальные скорости жидкости в желобах

Тип желоба	Максимальная скорость, м/с
Желоб с прорезями в стенках	0,3
Магистральный желоб с донными насадками	1,2
Рабочий желоб с донными насадками	0,8

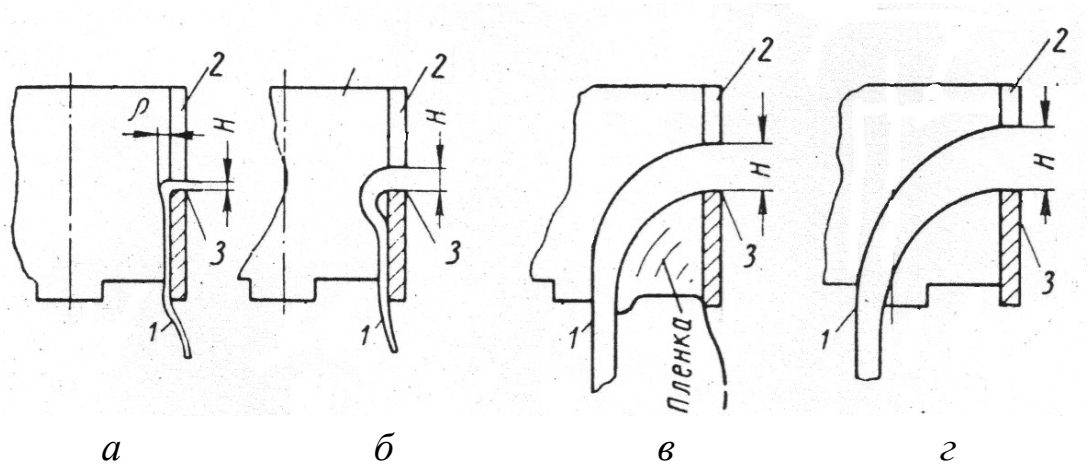


Рис. 2.2.3. Изменение формы струи в зависимости от напора H:
а – $H = 2 \div 4 мм$; б – $H = 5 \div 14 мм$; в – $H = 15 \div 18 мм$; г – $H > 20 мм$;
(1 – струя; 2 – переливная прорезь; 3 – порог перелива в стенке)

– негоризонтальность установки желобов не должна превышать 1/1000, иначе значительно ухудшается равномерность распределения жидкости;

– равномерность распределения потоков желобами существенно зависит от способа ввода жидкости в них. Если скорость поступления

жидкости не сведена к минимально возможной, расход через переливы или патрубки вблизи от точки ввода оказывается меньшим, чем в более удаленных. Обычно жидкость вводят в нескольких точках через перфорированную пластину, решетку и иные устройства, разделяющие общий поток на множество небольших потоков.

2.2. ГИДРАВЛИЧЕСКИЕ ОСНОВЫ РАСЧЕТА ЖЕЛОБЧАТЫХ ОРОСИТЕЛЕЙ

Проектирование и расчет желобчатых оросителей базируется на нескольких основных положениях [19].

2.2.1. РАСХОД И КОЭФФИЦИЕНТЫ ИСТЕЧЕНИЯ КОРОТКИХ ПАТРУБКОВ И НАСАДКОВ

На основании уравнения Бернулли можно получить формулу для определения расхода жидкости, вытекающей из удлиненных и из коротких патрубков или отверстий. Для трубки длиной l (рис. 2.2.4) имеем

$$H + \frac{v_0^2}{2g} + \frac{p_0}{\rho g} = \frac{v^2}{2g} + \frac{p}{\rho g} + h_n, \qquad (2.2.1)$$

где H – подпор жидкости, м;

v_0 – скорость жидкости в желобе, м/с;

p_0 – давление над жидкостью в желобе, Па;

ρ – плотность жидкости, кг/м^3;

v – скорость жидкости в трубке, м/с;

p – давление вне желоба, Па;

h_n – потери напора, м.

Из курса «Гидравлика» известно, что для длинной трубки потери напора могут быть определены по выражению:

$$h_n = \left(\Sigma\xi + \lambda\frac{l}{d}\right)\cdot\frac{v^2}{2g}, \qquad (2.2.2)$$

где $\Sigma\xi$ – сумма коэффициентов местных сопротивлений;

λ – коэффициент гидравлического трения;

d – диаметр трубки, м.

Пренебрегая скоростью v_0 в виду малых значений по сравнению со скоростью v и учитывая выражение (2.2.2), получим

$$v = \frac{1}{\sqrt{1 + \Sigma\xi + \lambda \frac{l}{d}}} \sqrt{2gH_n}, \qquad (2.2.3)$$

где $H_n = H + \frac{p_0 - p}{\rho g}$ – полный напор.

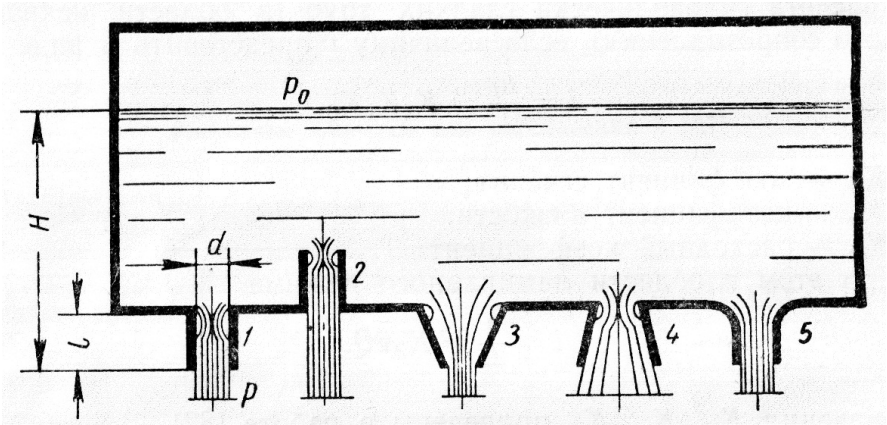


Рис. 2.2.4. Общий вид желобчатого оросителя:
1 – внешний цилиндрический; 2 – внутренний цилиндрический; 3 – конический сходящийся; 4 – конический расходящийся: 5 – коноидальный

При равенстве давлений в пространстве над жидкостью и пол выходным отверстием трубки и отсутствии сопротивлений движению жидкости (истечение идеальной жидкости), получается так называемая теоретическая скорость истечения

$$V_m = \sqrt{2gH}. \qquad (2.2.4)$$

Отношение действительной скорости истечения (2.2.3) к теоретической (2.2.4) определяется коэффициентом скорости

$$\varphi = \frac{1}{\sqrt{1 + \Sigma\xi + \lambda \frac{l}{d}}}. \qquad (2.2.5)$$

В ряде случаев истечения жидкости из насадков или отверстий, вследствие искривления траектории частиц жидкости при подходе к плоскости входного отверстия, наблюдается сжатие струи (непосредственно в патрубке), которое можно оценить коэффициентом сжатия

$$\varepsilon = \frac{f_{сж}}{f}, \qquad (2.2.6)$$

где $f_{сж}$ – площадь сжатого сечения струи, м^2;

f – площадь сечения отверстия, м^2.

С учетом коэффициентов сжатия и скорости расход жидкости при истечении из отверстий и насадков выражается формулой

$$Q = vf_{сж} = \varphi\sqrt{2gH_n}\varepsilon f = \mu_o f\sqrt{2gH_n}, \qquad (2.2.7)$$

где $\mu_o = \varepsilon\varphi$ – коэффициент расхода.

Численные значения коэффициента расхода зависят от типа отверстия или насадка. Так для круглых отверстий в тонкой стенке коэффициент расхода равен 0,62, а для цилиндрических патрубков, в зависимости от отношения длины патрубка к его диаметру, меняется от 0,6 до 0,82 (табл. 2.2.2).

Таблица 2.2.2

Значения коэффициента расхода для цилиндрического патрубка

$\frac{l}{d}$	1	3	12	24	26	48	60
μ_o	0,62	0,82	0,77	0,73	0,68	0,63	0,6

2.2.2. ИСТЕЧЕНИЕ ЧЕРЕЗ ПЕРЕЛИВНЫЕ ПРОРЕЗИ

В желобчатых оросителях применяются переливные прорези различной конфигурации. Формула для определения расхода жидкости через водослив любого вида

$$Q = mb\sqrt{2g}\left(H + \frac{\alpha v_0^2}{2g}\right)^{\frac{3}{2}}, \qquad (2.2.8)$$

где H – подпор жидкости, м;

v_0 – скорость подхода жидкости к гребню водослива, м/с;

b – протяженность водослива, м;

m – коэффициент расхода водослива;

α – коэффициент неравномерности распределения скоростей.

При работе оросительных устройств ширина и глубина канала перед прорезью перелива достаточно велики, поэтому скоростью подхода обычно можно пренебречь, и последняя формула приобретает вид

$$Q = mb\sqrt{2g}H^{\frac{3}{2}}. \qquad (2.2.9)$$

Коэффициент расход m определяется опытным путем и для переливов оросительных желобов оказывается зависящим в основном от формы прорези, от бокового сжатия струи и в меньшей степени от величины напора. Так для треугольного водослива с углом 90˚ расход определяется по уравнению

$$Q = 1.343H^{2.47}, \qquad (2.2.10)$$

а для трапецеидальной с углом наклона боковой стенки 14˚:

$$Q = 1.86bH^{\frac{3}{2}}. \qquad (2.2.11)$$

2.3. ПОРЯДОК РАСЧЕТА ЖЕЛОБЧАТОГО ОРОСИТЕЛЯ

Расчет желобчатого оросителя начинается с определения геометрических размеров желобов и их расположения в колонне. Для этого задаются расстоянием между рабочими желобами в диапазоне 100÷250 мм (меньшее расстояние приводит к увеличению гидравли-

ческого сопротивления оросителя, а увеличение – к редкой сетке орошения) и располагают желоба в сечении колонны.

Затем определяют общее количество точек орошения

$$N = \frac{\pi n D^2}{4}, \qquad (2.2.12)$$

где n – заданное число точек орошения на один квадратный метр сечения колонны, м$^{-2}$;

D – диаметр колонны, м,

и расстояние между ними:

$$b = \frac{l_\Sigma}{N}, \qquad (2.2.13)$$

где l_Σ – суммарная длина рабочих желобов, м.

После чего определяют количество точек орошения в каждом рабочем желобе

$$n_i = \frac{l_i}{b}, \qquad (2.2.14)$$

где l_i – длина рабочего желоба, м;

i – номер желоба.

Полученные значения округляют до ближайшего целого значения, при этом должно выполняться условие:

$$N \le \sum n_i . \qquad (2.2.15)$$

Следующим шагом расчета является расчет одинарной точки орошения рабочих желобов.

Расход через одинарную точку орошения рассчитывается по выражению:

$$q = \frac{Q}{\sum n_i}, \qquad (2.2.16)$$

где Q – расход жидкости, м^3/с.

Задавшись максимальным подпором над донным отверстием (подпор не должен превышать 350 мм из условий монтажа желобов через люки-лазы колонны), определяют диаметр отверстий:

$$d_{\partial} = \sqrt{\frac{4q}{\mu_0 \pi \sqrt{2gH_{\partial}}}}, \qquad (2.2.17)$$

где H_{∂} – подпор над донным отверстием, м.

Одновременно должны выполняться два условия:

– $H_{\partial} \geq (4 \div 6)d_{\partial}$ (для предотвращения воронкообразования);

– $d_{\partial} \geq 5$ мм (для предотвращения засорения механическими примесями).

Если эти условия выполнить невозможно, то вместо донных отверстий используют переливные прорези. В зависимости от типа прорези используют выражения (2.2.9)-(2.2.11).

Расчет рабочих желобов завершают выбором ширины желобов. Ширина рабочего желоба должна быть больше 40 мм (из условия изготовления желоба) и при этом скорость жидкости в его сечении не должна превышать допустимой (табл. 2.2.1).

После расчета рабочих желобов приступают к определению параметров магистрального желоба.

Особенностью расчета магистрального желоба является то, что количество жидкости, перетекающее в рабочие желоба, может быть различным, а ее уровень в раздающем желобе одинаков.

Расчетными параметрами магистрального желоба являются:

– высота и ширина желоба;

– диаметр и количество донных отверстий или патрубков;

– наличие и размеры переливных прорезей.

Ширина магистрального желоба должна быть больше 100 мм (из условия изготовления). Высоту желоба и, следовательно, максимальный уровень жидкости в нем $H_{м}$, определяют из условия монтажа оросителя через люки-лазы колонны и при этом скорость жидкости в его сечении не должна превышать допустимой (табл. 2.2.1).

Расход в каждый рабочий желоб определяется по выражению:

$$q_i = qn_i. \qquad (2.2.18)$$

После чего определяют диаметр донных отверстий (патрубков) магистрального желоба

$$d_{мi} = \sqrt{\frac{4q_i}{\mu_0 \pi \sqrt{2gH_м}}}, \qquad (2.2.19)$$

с учетом следующих ограничений:

– $H_м \geq (4 \div 6) d_{мi}$ (для предотвращения воронкообразования);

– $d_{мi} \geq 5$ мм (для предотвращения засорения механическими примесями).

Если эти условия невозможно выполнить, то можно часть жидкости пропустить через донные отверстия (патрубки), задавшись диаметром удовлетворяющим условиям применимости, а остаток передать в рабочие желоба через переливные планки (выражения (2.2.9)-(2.2.11)).

2.4. ПРИМЕР РАСЧЕТА ЖЕЛОБЧАТОГО ОРОСИТЕЛЯ

Разработать желобчатый оросиитель в колонну диаметром 1600 мм по следующим данным:

– расход жидкости – 80 м^3/ч;

– количество точек орошения – 90 м$^{-2}$.

Решение. Зададимся расстоянием между желобами

$$a = 150 \text{ мм}.$$

При таком расстояние в колонне можно будет расположить 10 рабочих желобов (см. рис. 2.2.5). Длины желобов приведены в табл. 2.2.3.

Определим общее число точек орошения

$$N = \frac{\pi \cdot 90 \cdot 1.6^2}{4} = 180.9 \approx 181 \text{ шт.},$$

и расстояние между ними:

$$b = \frac{11900}{181} = 65.75 \approx 65 \text{ мм}.$$

После чего определяют количество точек орошения в каждом рабочем желобе по выражению (2.2.14). Результаты расчета приведены в табл. 2.2.3.

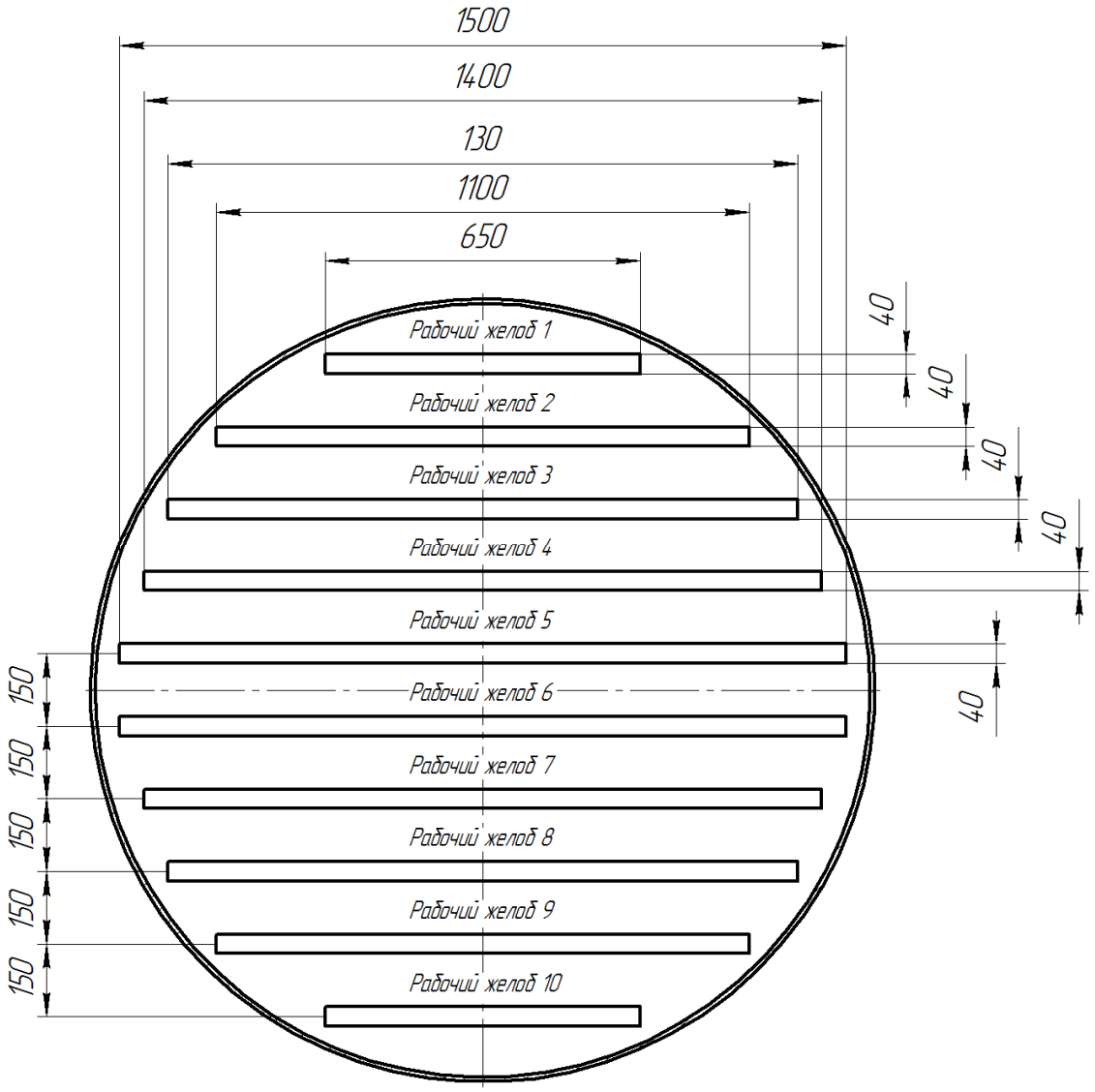


Рис. 2.2.5. Расположение рабочих желобов в колонне

После чего проверяют условие (2.2.15):

$$181 \le 2(10 + 17 + 20 + 22 + 24) = 186.$$

Условие выполняется, следовательно, расположение желобов и точек орошения выбрано верно.

Определим расход через одинарную точку орошения:

$$q = \frac{80}{3600 \cdot 186} = 0.00012\,\text{м}^3/\text{с}.$$

Таблица 2.2.3

Параметры рабочих желобов

Номер желоба	Длина желоба, мм	Количество точек орошения, шт.	Скорость жидкости в желобе, м/с
1	650	10	0,10
2	1100	17	0,17
3	1300	20	0,20
4	1400	22	0,22
5	1500	24	0,24
6	1500	24	0,24
7	1400	22	0,22
8	1300	20	0,20
9	1100	17	0,17
10	650	10	0,10

Зададимся максимальным подпором над донным отверстием

$$H_{\partial} = 0.3\,\text{м}.$$

Тогда диаметр отверстия составит:

$$d_{\partial} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0.00012}{0.62\pi\sqrt{2 \cdot 9.81 \cdot 0.3}}} = 0.01\ \text{м}.$$

При этом выполняются условия:

– $0.3 \geq 6 \cdot 0.01 = 0.06$;

– $13.3 \geq 5$ мм.

Для рабочих желобов максимальная скорость жидкости не должна превышать 0,8 м/с.

Зададимся шириной рабочего желоба

$$c_{\partial} = 0.04\,\text{м}.$$

Тогда скорость в каждом рабочем желобе можно определить по выражению:

$$v_{pi} = \frac{q \cdot n_i}{H_д \cdot c_д}.$$

Результаты расчета приведены в табл. 2.2.3.

Все скорости меньше максимально допустимой, следовательно, ширина желобов выбрана правильно.

Расчет магистрального желоба начинается с выбор подпора. Пусть он будет равен

$$H_м = 0.4\,\text{м}.$$

Оснастим магистральный желоб донными патрубками длиной 100 мм. Предварительно будем считать, что коэффициент расхода равен 0,8.

Рассчитаем расход жидкости в каждый рабочий желоб (выражение (2.2.18)) и диаметр донных патрубков (выражение (2.2.19)). Результаты расчета приведены в табл. 2.2.4. Так как ошибка в первоначальном выборе коэффициента расхода незначительна, то его выбор можно считать правильным. При этом для всех патрубков выполняются условия по отсутствию воронкообразования и возможного загрязнения механическими примесями.

Таблица 2.2.4

Параметры магистрального желоба

Номер желоба	Расход жидкости, м^3/с	Диаметр патрубка, мм	$\frac{l}{d}$	μ_o
1	0,00120	26,1	3,8	0,810
2	0,00204	34,0	2,9	0,810
3	0,00240	36,9	2,7	0,805
4	0,00264	38,7	2,6	0,800
5	0,00288	40,5	2,5	0,780
6	0,00288	40,5	2,5	0,780
7	0,00264	38,7	2,6	0,800
8	0,00240	36,9	2,7	0,805
9	0,00204	34,0	2,9	0,810
10	0,00120	26,1	3,8	0,810

Расчет магистрального желоба заканчивается определением его ширины. Примем ширину желоба равной 100 мм. В этом случае скорость жидкости в нем составит

$$v_м = \frac{80}{3600 \cdot 0.3 \cdot 0.1} = 0.74 \text{ м/с}.$$

Эта скорость меньше максимально допускаемой (см. табл. 2.2.1), следовательно, ширина желоба подобрана правильно. Поперечное сечение магистрального желоба приведено на рис. 2.2.6.

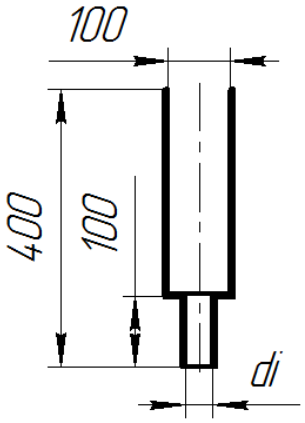


Рис. 2.2.6. Поперечное сечение магистрального желоба

Контрольные вопросы

1. Какова конструкция желобчатых оросителей?
2. Перечислите достоинства желобчатых оросителей с переливными прорезями?
3. Перечислите достоинства желобчатых оросителей с донными отверстиями (патрубками)?
4. Какие условия стабильной работы желобчатых оросителей вы знаете?
5. Как меняется форма струи в зависимости от напора при использовании переливных прорезей?
6. Что такое коэффициент скорости?
7. Что такое коэффициент расхода?
8. От каких параметров зависит значение коэффициента расхода?
9. Как определить расход через патрубок или отверстие?
10. Каков порядок расчета желобчатого оросителя?

Задачи

Задача 1. Определить расход через донное отверстие диаметром 5 мм из емкости постоянного уровня при подпоре 250 мм.

Задача 2. Как измениться расход по условию задачи 1 если вместо отверстия использовать патрубок длинной 25 мм.

Задача 3. Чему равен расход через треугольную прорезь с углом в основании 90°, если подпор равен 12 мм.

Задача 4. Определить ширину трапецеидального водослива с углом наклона боковой стенки 14°, если его пропускная способность при подпоре 10 мм равна 0,5 $м^3$/ч.

Задача 5. Чему равно соотношение диаметров донных отверстий в емкости постоянного уровня, если соотношение расходов равно 3.

Задача 6. Бак, заполненный водой до уровня H, погрузили в водоем на глубину h<H. После этого в дне бака открыли отверстие диаметром d. Определить расход воды через отверстие в момент открытия.

Контрольная работа

Разработать желобчатый ороситель по исходным данным, приведенным в табл. 2.2.5.

Таблица 2.2.5

Исходные данные

Номер варианта	Расход жидкости, $м^3$/ч	Диаметр колонны, мм	Количество точек орошения на один квадратный метр сечения, $м^{-2}$
01	23,56	1000	50
02	36,19	1200	55
03	55,42	1400	60
04	80,42	1600	65
05	76,34	1800	70
06	100,53	2000	75
07	136,85	2200	80
08	180,96	2400	50
09	211,08	2500	55

Продолжение таблицы 2.2.5

Номер варианта	Расход жидкости, $м^3/ч$	Диаметр колонны, мм	Количество точек орошения на один квадратный метр сечения, $м^{-2}$
10	249,54	2600	60
11	307,88	2800	65
12	374,63	3000	70
13	43,20	1000	75
14	65,60	1200	80
15	46,18	1400	50
16	64,34	1600	55
17	91,61	1800	60
18	125,66	2000	65
19	163,46	2200	70
20	212,62	2400	75
21	245,44	2500	80
22	281,39	2600	50
23	338,66	2800	55
24	409,98	3000	60
25	23,56	1000	65
26	36,19	1200	70
27	55,42	1400	75
28	80,42	1600	80
29	109,42	1800	50
30	147,65	2000	55
31	114,04	2200	60
32	144,76	2400	65
33	176,71	2500	70
34	212,37	2600	75
35	264,77	2800	80
36	332,22	3000	50
37	39,27	1000	55
38	59,94	1200	60
39	84,67	1400	65
40	116,62	1600	70

Продолжение таблицы 2.2.5

Номер варианта	Расход жидкости, $м^3/ч$	Диаметр колонны, мм	Количество точек орошения на один квадратный метр сечения, $м^{-2}$
41	76,34	1800	75
42	100,53	2000	80
43	136,85	2200	50
44	180,96	2400	55
45	211,08	2500	60
46	249,54	2600	65
47	307,88	2800	70
48	374,63	3000	75
49	43,20	1000	80
50	65,60	1200	50
51	46,18	1400	55
52	64,34	1600	60
53	91,61	1800	65
54	125,66	2000	70
55	194,53	2400	75
56	230,71	2500	80
57	159,28	2600	50
58	197,04	2800	55
59	254,47	3000	60
60	31,42	1000	65
61	48,63	1200	70
62	72,35	1400	75
63	100,53	1600	80
64	134,87	1800	50
65	172,79	2000	55
66	220,48	2200	60
67	135,72	2400	65
68	157,08	2500	70
69	191,13	2600	75
70	246,30	2800	80

Окончание таблицы 2.2.5

Номер варианта	Расход жидкости, $м^3/ч$	Диаметр колонны, мм	Количество точек орошения на один квадратный метр сечения, $м^{-2}$
71	303,95	3000	50
72	36,91	1000	55
73	56,55	1200	60
74	81,59	1400	65
75	110,58	1600	70
76	147,59	1800	75
77	94,25	2000	80
78	144,76	2400	50
79	176,71	2500	55
80	212,37	2600	60
81	264,77	2800	65
82	332,22	3000	70
83	23,56	1000	75
84	36,19	1200	80
85	55,42	1400	50
86	80,42	1600	55
87	109,42	1800	60
88	147,65	2000	65
89	226,19	2400	70
90	260,16	2500	75
91	292,01	2600	80
92	357,14	2800	50
93	212,06	3000	55
94	25,13	1000	60
95	40,72	1200	65
96	61,58	1400	70
97	86,46	1600	75
98	119,60	1800	80
99	157,08	2000	50
100	239,77	2400	55

БИБЛИОГРАФИЧЕСКИЙ СПИСОК

1. Соколов В.Н. и др. Газожидкостные реакторы / Соколов В.Н., Доманский И.В. – Л.: Машиностроение (Ленингр. отд-е), 1976. – 216 с.
2. Рамм В.М. Абсорбция газов / Рамм В.М. – М.: Химия, 1976. – 656 с.
3. Дытнерский Ю.И. Процессы и аппараты химической технологии: учебник для вузов. В 2-х кн. / Дытнерский Ю.И. – 2-е изд. – М.: Химия, 2002. – 400с. – ISBN-5-7245-1006-5
4. Хоблер Т. Массопередача и абсорбция / Хоблер Т. – Л.: Химия (Ленингр. отд-е), 1964. – 480 с.
5. Кафаров В.В. Основы массопередачи: учебник для студентов вузов / Кафаров В.В. – 3-е изд., перераб. и доп. – М.: Высшая школа, 1979. – 439 с.
6. Кутателадзе С.С. и др. Гидродинамика газожидкостных систем / Кутателадзе С.С., Стырикович М.А. – 2-е изд., перераб. и доп. – М.: Энергия, 1976. – 296 с.
7. Бабицкий И.Ф. и др. Расчет и конструирование аппаратуры нефтеперерабатывающих заводов / Бабицкий И.Ф., Вихман Г.Л., Вольфсон С.И. – 2-е изд., перераб. и доп. – М.: Недра, 1965. – 904 с.
8. ГОСТ 9617-76. Сосуды и аппараты. Ряды диаметров. – Вед. 1978-01-0. – М.: ИПК Изд-во стандартов, 1977. – 4 с.
9. Скобло А.И. и др. Процессы и аппараты нефтегазопереработки и нефтехимии / А.И. Скобло, Ю.К. Молоканов, А.И. Владимиров, В.А. Щелкунов. – М.: ООО «Недра-бизнесцентр». 2000. – 677 с. – ISBN – 5-8365-0035-5.
10. Лаптев А.Г. и др. Проектирование и модернизация аппаратов разделения в нефте- и газопереработке / А.Г. Лаптев, Н.Г. Минеев, П.А. Мальковский. – Казань: Печатный двор, 2002. – 220 с. – ISBN – 5-94949-015-0.
11. Стабников В.Н. Расчет и конструирование контактных устройств ректификационных и абсорбционных аппаратов / В.Н. Стабников. – Киев: Техніка, 1970. – 208 с.

12. Новый справочник химика и технолога. Процессы и аппараты химических технологий. Ч. 1 / под общ. ред. Г.М. Островского. – СПб.: АНО НПО «Профессионал», 2004. – 848 с. – ISBN – 5-98371-021-4.
13. Григорян Л.Г. Гидродинамика, массо- и теплообмен при взаимодействии жидкости и газа на вертикальных контактных решетках колонных аппаратов.: дис. ... докт. техн. наук: 05.17.08 / Григорян Леон Гайкович. – Л., 1986. – 333 с.
14. Григорян Л.Г. Разработка и исследования струйного массообменного аппарата с вертикальными контактными решетками.: дис. ... канд. техн. наук: 05.17.08 / Григорян Леон Гайкович. – Л., 1969. – 145 с.
15. Лесухин С.П. Интенсификация тепломассообменных процессов в технологиии промысловой подготовки нефти на основе принципа газожидкостного взаимодействия на вертикальных контактных решетках.: дис. ... докт. техн. наук: 05.17.08 / Лесухин Сергей Петрович. – Самара, 2000. – 372 с.
16. Пажи Д.Г. и др. Основы техники распыливания жидкостей / Пажи Д.Г., Галустов В.С. – М.: Химия, 1984. – 256 с.
17. Бородин В.А. и др. Распыливание жидкостей / Бородин В.А., Дитякин Ю.Ф., Клячко Л.А., Ягодкин В.И. – М.: Машиностроение. 1967. – 264 с.
18. Пажи Д.Г. и др. Форсунки в химической промышленности / Пажи Д.Г., Прахов А.М., Равикович Б.Б. – М.: Химия, 1971. – 224 с.
19. Головачевский Ю.А. Оросители и форсунки скрубберов химической промышленности / Головачевский Ю.А. – М.: Машиностроение, 1974. – 271 с.
20. ГОСТ 3826-82. Сетки проволочные тканные с квадратными ячейками. Технические условия. – Вед.1984-01-0. – М.: ИПК Изд-во стандартов, 1982. – 8 с.

ПРИЛОЖЕНИЕ 1

СТАНДАРТНЫЙ РЯД ДИАМЕТРОВ

В соответствии с существующей нормативной документацией рекомендуется использовать следующие размеры диаметров аппаратов:

– для аппаратов, изготавливаемых из стальных листов или поковок, внутренний диаметр должен выбираться из следующего ряда:
400; 500; 600; 700; 800; 900; 1000; 1200; 1400; 1600; 1800; 2000; 2200; 2400; 2500; 2600; 2800; 3000; 3200; 3400; 3600; 3800; 4000; 4500; 5000; 5600; 6300; 7000; 7500;8000; 8500; 9000; 9500; 10000; 11000; 12000; 14000; 16000; 18000; 20000 мм;

– для аппаратов, изготавливаемых из стальных труб, наружный диаметр должен выбираться из следующего ряда:
133; 159; 168; 219; 273; 325; 377; 426; 480; 530; 630; 720; 820; 920; 1020; 1120; 1220; 1320; 1420 мм.

ПРИЛОЖЕНИЕ 2

СЕТКИ КВАДРАТНЫЕ ПЛЕТЕНЫЕ

Размеры тканных проволочных сеток с квадратными ячейками, наиболее часто используемые с насадками АВР, в соответствии с существующей нормативной документацией представлены в табл. П2.1

Таблица П2.1

Размеры тканных проволочных сеток

Номер сетки	Размер стороны ячейки в свету, мм	Шаг плетения сетки, мм	Диаметр проволоки, мм	Свободное сечение решетки
1,4	1,4	1,76	0,36	0,632
1,4	1,4	1,85	0,45	0,573
1,6	1,6	1,92	0,32	0,694
1,6	1,6	2,00	0,40	0,640
1,6	1,6	2,05	0,45	0,609
2,5	2,5	2,90	0,40	0,743
2,5	2,5	3,00	0,50	0,694
3,2	3,2	3,70	0,50	0,748
3,2	3,2	4,00	0,80	0,640
5,0	5,0	6,20	1,20	0,650
5,0	5,0	7,00	2,00	0,510

Пример условного обозначения сетки. Сетка с размером стороны ячейки в свету 2,5 мм, из проволоки диаметром 0,5 мм:

Сетка 2,5-0,5.

ОГЛАВЛЕНИЕ

ПРЕДИСЛОВИЕ 3

ЧАСТЬ 1. Гидродинамика массообменных аппаратов 4
Глава 1. Гидродинамика аппаратов со свободно стекающей пленкой жидкости 6
1.1. Конструктивное исполнение аппаратов со свободно стекающей пленкой 7
1.2. Гидродинамика стекающей пленки 13
1.3. Гидравлическое сопротивление при течении газа в канале с орошаемыми стенками 22
1.4. Режим захлебывания пленочного противоточного аппарата 24
1.5. Смоченная поверхность 25
1.6. Порядок расчета пленочного аппарата 27
1.7. Пример гидравлического расчета пленочного аппарата 28
Контрольные вопросы 31
Задачи 32
Контрольная работа 34
Глава 2. Гидродинамика тарельчатых аппаратов 38
2.1 Конструкции тарельчатых контактных устройств 39
2.2 Оценка конструкций тарелок 42
2.3 Гидродинамические режимы работы тарелок 44
2.4 Выбор типа тарелки 45
2.5. Гидродинамика тарелок с переливными устройствами 47
2.5.1. Определение максимальной скорости газа в колонне 48
2.5.2. Определение диаметра колонны 49
2.5.3. Определение минимально допустимой скорости газа 52
2.5.4. Расчет гидравлического сопротивления тарелки 54
2.5.5. Расчет высоты сепарационного пространства 55
2.5.6. Расчет уноса жидкости 56
2.5.7. Расчет скорости жидкости в переливе 57
2.6. Гидродинамика решетчатых тарелок провального типа 57
2.6.1. Расчет диаметра колонны с решетчатыми тарелками 58
2.6.2. Определение максимально и минимально допустимых скоростей газа 59

2.6.3. Расчет гидравлического сопротивления тарелки 60
2.6.4. Выбор расстояния между тарелками 60
2.6.5. Расчет уноса жидкости 60
2.7. Примеры расчета тарелок 61
2.7.1. Пример расчета тарелки с переливными устройствами 61
2.7.2. Пример расчета решетчатой тарелки 64
Контрольные вопросы 67
Задачи 67
Контрольная работа 69
Глава 3. Гидродинамика насадочных аппаратов 73
3.1. Насадочные тела 74
3.2. Гидродинамика насадочных аппаратов 83
3.3. Скорость захлебывания 85
3.4. Гидравлическое сопротивление насадочного аппарата 87
3.5. Смоченная и активная поверхность 90
3.6. Количество точек орошения 92
3.7. Количество удерживаемой жидкости 93
3.8. Методы гидравлического расчета насадочных аппаратов 95
3.8.1. Порядок проектного расчета насадочного аппарата 95
3.8.2. Порядок поверочного расчета насадочного аппарата 96
3.8.3. Порядок приближенного гидравлического расчета насадки Меллапак фирмы «Sulzer» 97
3.9. Пример гидравлического расчета насадочного аппарата 99
Контрольные вопросы 102
Задачи 103
Контрольная работа 105
Глава 4. Гидродинамика аппаратов с вертикальными контактными решетками 109
4.1 Принцип действия 109
4.2. Гидродинамические режимы работы насадки АВР 110
4.3. Основные конструкции насадки АВР 112
4.4. Основные гидродинамические параметры насадки АВР 115
4.4.1. Скорость захлебывания 115
4.4.2. Гидравлическое сопротивление 117
4.4.3. Поверхность контакта фаз 121
4.4.4. Задержка жидкости в аппарате 122

4.4.5. Методы гидравлического расчета насадки АВР 124
4.5. Пример гидравлического расчета аппарата с насадкой АВР 131
Контрольные вопросы 134
Задачи 135
Контрольная работа 136

ЧАСТЬ 2. Оросительные устройства 140
Глава 1. Центробежные форсунки 141
1.1. Характеристики газожидкостного факела 141
1.2. Классификация центробежных форсунок 143
1.3. Теория центробежной форсунки для идеальной жидкости 146
1.4. Принцип максимального расхода 153
1.5. Теория центробежной форсунки для вязкой жидкости 160
1.6. Гидравлический расчет центробежной форсунки 162
1.7. Пример расчета центробежной форсунки 165
Контрольные вопросы 166
Задачи 167
Контрольная работа 168
Глава 2. Желобчатые оросители 171
2.1. Устройство желобчатых оросителей 171
2.2. Гидравлические основы расчета желобчатых оросителей 174
2.2.1. Расход и коэффициенты истечения коротких патрубков и насадков 174
2.2.2. Истечение через переливные прорези 176
2.3. Порядок расчета желобчатого оросителя 177
2.4. Пример расчета желобчатого оросителя 180
Контрольные вопросы 184
Задачи 185
Контрольная работа 189
189
БИБЛИОГРАФИЧЕСКИЙ СПИСОК
ПРИЛОЖЕНИЕ 1. Стандартный ряд диаметров 191
ПРИЛОЖЕНИЕ 2. Сетки квадратные плетеные 192

Учебное издание

ИВАНЯКОВ Сергей Викторович

Гидроаэродинамика промышленных аппаратов

Редактор *Е.В. Абрамова*
Верстка *Е.А. Образцова*
Выпускающий редактор *Ю.А. Петропольская*

Подп. в печать 18.02.13
Формат 60 x 84 $^{1}/_{16}$. Бумага офсетная.
Усл. п.л. 11,39. Уч.-изд. л. 11,23
Тираж 50 экз. Рег. № 4/13

Федеральное государственное бюджетное
образовательное учреждение
высшего профессионального образования
«Самарский государственный технический университет»
443100, г. Самара, ул. Молодогвардейская, 244. Главный корпус

Отпечатано в типографии
Самарского государственного технического университета
443100, г. Самара, ул. Молодогвардейская, 244. Корпус № 8

Методические материалы, определяющие процедуры оценивания знаний, умений, навыков и(или) опыта деятельности, характеризующие процесс формирования компетенций

Процедура оценивания реализуется поэтапно:

1-й этап процедуры оценивания: оценивание уровня достижения каждого из запланированных результатов обучения – дескрипторов (знаний, умений, владений) в соответствии со шкалами и критериями, установленными картами компетенций. Экспертной оценке преподавателя подлежит сформированность отдельных дескрипторов, для оценивания которых предназначена данная оценочная процедура текущего контроля и промежуточной аттестации.

2-й этап процедуры оценивания: интегральная оценка достижения обучающимся запланированных результатов обучения по итогам отдельных видов текущего контроля и промежуточной аттестации.

Таблица 1

Характеристика процедур текущей и промежуточной аттестации по дисциплине

№	Наименование оценочного средства	Периодичность и способ проведения процедуры оценивания	Методы оценивания	Виды выставляемых оценок	Способ учета индивидуальных достижений обучающихся
1	Экзамен	раз в семестр, по окончании изучения дисциплины	экспертный	по пятибалльной шкале	ведомость, зачетная книжка, рабочая книжка преподавателя, электронная система учета успеваемости
2	Контрольная работа	на практических занятиях, письменно	экспертный	зачтено /не зачтено	Рабочая книжка преподавателя, электронная система учета успеваемости

Шкала и процедура оценивания сформированности компетенций

На этапе промежуточной аттестации используется система оценки успеваемости обучающихся, которая позволяет преподавателю оценить уровень освоения материала обучающимися. Критерии оценивания сформированности планируемых результатов обучения (дескрипторов) представлены в карте компетенции ОПОП.

Форма оценки знаний: оценка - 5 «отлично»; 4 «хорошо»; 3 «удовлетворительно»; 2 «неудовлетворительно».

Шкала оценивания:

«Отлично» – выставляется, если сформированность заявленных дескрипторов компетенций 80% более (в соответствии с картами компетенций ОПОП) оценивается критериями «хорошо» и «отлично», при условии отсутствия оценки «неудовлетворительно»: студент показал прочные знания основных положений фактического материала, умение самостоятельно решать конкретные

практические задачи повышенной сложности, свободно использовать справочную литературу, делать обоснованные выводы из результатов анализа конкретных ситуаций;

«Хорошо» – выставляется, если сформированность заявленных дескрипторов компетенций на60% и более (в соответствии с картами компетенций ОПОП) оценивается критериями «хорошо» и «отлично», при условии отсутствия оценки «неудовлетворительно», допускается оценка «удовлетворительно»: обучающийся показал прочные знания основных положений фактического материала, умение самостоятельно решать конкретные практические задачи, предусмотренные рабочей программой, ориентироваться в рекомендованной справочной литературе, умеет правильно оценить полученные результаты анализа конкретных ситуаций;

«Удовлетворительно» – выставляется, если сформированность заявленных дескрипторов компетенций 40% и более (в соответствии с картами компетенций ОПОП) оценивается критериями «удовлетворительно», «хорошо» и «отлично»: обучающийся показал знание основных положений фактического материала, умение получить с помощью преподавателя правильное решение конкретной практической задачи из числа предусмотренных рабочей программой, знакомство с рекомендованной справочной литературой;

«Неудовлетворительно» – выставляется, если сформированность заявленных дескрипторов компетенций менее чем40% (в соответствии с картами компетенций ОПОП) оценивается критериями «удовлетворительно», «хорошо» и «отлично»: при ответе обучающегося выявились существенные пробелы в знаниях основных положений фактического материала, неумение с помощью преподавателя получить правильное решение конкретной практической задачи из числа предусмотренных рабочей программой учебной дисциплины.

Шкала оценивания:

«Зачет» – выставляется, если сформированность заявленных дескрипторов компетенций на 50% и более оценивается не ниже «удовлетворительно» при условии отсутствия критерия «неудовлетворительно». Выставляется, когда обучающийся показывает хорошие знания изученного учебного материала; самостоятельно, логично и последовательно излагает и интерпретирует материалы учебного курса; полностью раскрывает смысл предлагаемого вопроса; владеет основными терминами и понятиями изученного курса; показывает умение переложить теоретические знания на предполагаемый практический опыт.

«Незачет» – выставляется, если сформированность заявленных дескрипторов компетенций менее чем 50% (в соответствии с картами компетенций ОПОП) оценивается критериями «удовлетворительно», «хорошо» и «отлично»: при ответе обучающегося выявились существенные пробелы в знаниях основных положений фактического материала, неумение с помощью преподавателя получить правильное решение конкретной практической задачи из числа предусмотренных рабочей программой учебной дисциплины.

Обучающиеся обязаны сдавать все задания в сроки, установленные преподавателем. Оценка «Удовлетворительно» или «зачет» по дисциплине, может выставляться и при неполной сформированности компетенций в ходе освоения отдельной учебной дисциплины, если их формирование предполагается продолжить на более поздних этапах обучения, в ходе изучения других учебных дисциплин.