

Министерство науки и высшего образования Российской Федерации
ФЕДЕРАЛЬНОЕ ГОСУДАРСТВЕННОЕ БЮДЖЕТНОЕ ОБРАЗОВАТЕЛЬНОЕ УЧРЕЖДЕНИЕ ВЫСШЕГО ОБРАЗОВАНИЯ
**«САНКТ-ПЕТЕРБУРГСКИЙ ГОСУДАРСТВЕННЫЙ УНИВЕРСИТЕТ
ПРОМЫШЛЕННЫХ ТЕХНОЛОГИЙ И ДИЗАЙНА»**

Кафедра инженерной химии и промышленной экологии

Тепломассообменные процессы в защите окружающей среды

Методические указания к самостоятельному изучению дисциплины,
выполнению контрольной работы и курсового проекта для студентов
очно-заочной и заочной форм обучения по направлению подготовки
20.03.01 – Техносферная безопасность

Составитель
П. П. Власов

Санкт-Петербург
2023 г.

Утверждено
на заседании кафедры
02.02.2023 г.,
протокол № 8

Рецензент
Н. В. Войтова

В методических указаниях отражено содержание дисциплины «Тепло-массообменные процессы в защите окружающей среды» в соответствии с федеральным государственным образовательным стандартом и излагаются требования к контрольной работе и курсовому проекту для студентов, обучающихся по очно-заочной и заочной формам направления 20.03.01 – Техносферная безопасность. Определена тематика курсового проекта, приведено примерное содержание разделов курсового проекта, рекомендации по оформлению в соответствии с действующими стандартами.

Учебное электронное издание сетевого распространения
Издано в авторской редакции

Системные требования:

электронное устройство с программным обеспечением для воспроизведения файлов формата PDF

Режим доступа: http://publish.sutd.ru/tp_get_file.php?id=2017898, по паролю. – Загл. с экрана.

Дата подписания к использованию __.__.2023 г. Рег. № .

ФГБОУВО «СПбГУПТД»

Юридический и почтовый адрес: 191186, Санкт-Петербург, ул. Большая Морская, 18.

<http://sutd.ru>

В установках по защите окружающей среды используются тепловые и массообменные процессы. Примером таких процессов являются адсорбция, абсорбция и сопровождающие их процессы нагревания, охлаждения, конденсации и др.

Во многих случаях процессы, изучаемые в дисциплине «Тепломассообменные процессы в защите окружающей среды», определяют эффективность очистки сточных вод, выбросов и утилизации твердых отходов.

1 Содержание дисциплины

Раздел 1. Гидравлика

Тема 1. Гидростатика. Основное уравнение гидростатики. Практические приложения основного уравнения гидростатики

Тема 2. Гидродинамика. Основные уравнения движения жидкостей. Гидродинамическая структура потоков. Приложения теоремы Бернулли. Потери давления на трение и местные сопротивления.

Раздел 2. Перемещение жидкостей и газов

Тема 3. Перемещение жидкостей. Классификация насосов. Основные параметры насосов. Характеристики насосов, принципы действия, выбор.

Тема 4. Перемещение и сжатие газов. Процессы сжатия газов. Компрессоры. Работа сжатия и потребляемая мощность. Индикаторная диаграмма. Сравнение и области применения компрессорных машин различных типов.

Раздел 3. Гидромеханические методы разделения

Тема 5. Осаждение. Классификация неоднородных систем и способы их разделения. Процесс отстаивания. Конструкции отстойников.

Тема 6. Фильтрация. Конструкции фильтров.

Тема 7. Перемешивание. Мощность, потребляемая мешалкой. Конструкции мешалок.

Раздел 4. Основы теплопередачи

Тема 8. Основные понятия. Способы переноса теплоты. Теплопроводность. Уравнения теплопроводности.

Тема 9. Конвективная теплоотдача. Механизм переноса теплоты. Уравнение теплоотдачи. Тепловое подобие.

Тема 10. Основное уравнение теплопередачи. Средняя разность температур. Лабораторные работы. Изучение процесса теплопередачи (определение поверхности теплопередачи теплообменников)

Раздел 5. Тепловые процессы

Тема 11. Промышленные теплоносители. Процессы нагревания, охлаждения, конденсации. Расчёт и конструкции теплообменных аппаратов.

Тема 12. Процессы выпаривания. Уравнения материальных и тепловых балансов одно- и многокорпусной установок.

Тема 13. Температурные потери при выпаривании. Полезная разность температур и её распределение по корпусам. Устройство выпарных аппаратов. Расчёт выпарных установок.

Раздел 6. Массопередача

Тема 14. Основы массопередачи. Общие положения. Уравнения массоотдачи и массопередачи. Подобие диффузионных процессов.

Тема 15. Уравнение массоотдачи. Подобие процессов переноса массы, уравнения массоотдачи.

Раздел 7. Абсорбция, адсорбция

Тема 16. Характеристика процессов. Материальный и тепловой баланс абсорбции. Десорбция. Расчет абсорберов. Схемы абсорбционных установок.

Тема 17. Адсорбция. Промышленные адсорбенты. Конструкции и расчёт адсорберов периодического и непрерывного действия.

Раздел 8. Перегонка и ректификация

Тема 18. Фазовое равновесие жидкость- пар. Простая перегонка.

Тема 19. Ректификация. Уравнения рабочих линий для верхней и нижней частей колонны. Конструкции и расчет ректификационных колонн.

Раздел 9. Экстракция

Тема 20. Экстракция из растворов. Равновесие в системах жидкость- жидкость.

Тема 21. Расчёт процесса экстракции. Конструкции экстракторов.

Раздел 10. Сушка

Тема 22. Процессы сушки. Классификация. Диаграмма состояния влажного воздуха. Материальный и тепловой балансы процесса сушки. Расчёт процесса сушки.

Тема 23. Специальные виды сушки и типы сушилок.

2 Перечень вопросов к экзамену по тепломассообменным процессам в защите окружающей среды

- 1 Гидравлика-наука о законах жидкости. Ее составные части.
- 2 Основные физические параметры жидкости, их размерность, физический смысл.
- 3 Основные законы гидростатики: Эйлера, Паскаля и основной закон сохранения энергии в гидростатике.
- 4 Основные законы движения жидкостей: дифференциальные уравнения движения- неразрывности, Навье-Стокса, Бернулли и Гагена-Пуазейля.

- 5 Потери энергии (напора) по длине при различных условиях движения жидкости. Определение коэффициентов трения.
- 6 Местные гидравлические сопротивления. Причины потери напора (энергии) в местном сопротивлении.
- 7 Применение теории подобия при решении гидродинамических задач.
- 8 Практическое применение основных законов гидродинамики.
- 9 Гидродинамические режимы движения жидкости.
- 10 Гидравлический расчет трубопровода. Характеристика трубопровода.
- 11 Насосы. Классификация. Параметры работы насосов (производительность, напор, мощность, коэффициент полезного действия).
- 12 Центробежный насос. Устройство и принцип действия.
- 13 Поршневой насос. Устройство и принцип действия.
- 14 Процессы сжатия газов.
- 15 Компрессоры, вентиляторы, газодувки. Назначение,
- 16 Поршневые компрессоры. Индикаторная диаграмма.
- 17 Классификация неоднородных смесей и способы их разделения.
- 18 Осаждение частиц под действием силы тяжести. Коэффициент сопротивления при различных условиях обтекания частицы жидкостью.
- 19 Влияние формы частицы и стесненного осаждения на скорость движения частиц.
- 20 Конструкции отстойников.
- 21 Фильтрация. Скорость фильтрования.
- 22 Конструкции фильтров периодического и непрерывного действия.
- 23 Центрифугирование. Фактор разделения. Индекс производительности.
- 24 Конструкции центрифуг периодического и непрерывного действия.
- 25 Перемешивание. Мощность, затрачиваемая на механическое перемешивание.
- 26 Теплопередача. Способы теплопереноса (теплопроводность, конвекция, тепловое излучение-сущность каждого способа).
- 27 Тепловой баланс.
- 28 Уравнение теплопроводности. Коэффициент теплопроводности.
- 29 Уравнение теплоотдачи. Коэффициент теплоотдачи.
- 30 Уравнение теплопередачи при постоянных температурах теплоносителей.
- 31 Уравнение теплопередачи при переменных температурах.
- 32 Средняя разность температур при прямотоке и противотоке.
- 33 Конструкции теплообменных аппаратов.
- 34 Способы интенсификации процесса теплопередачи.
- 35 Основные принципы оптимального проектирования теплообменной аппаратуры.
- 36 Выпаривание. Варианты проведения процесса.

- 37 Производительность выпарного аппарата по выпаренной воде.
- 38 Расход греющего пара в однокорпусной выпарной установки.
- 39 Расход теплоты по корпусам в многокорпусной выпарной установки.
- 40 Температурные потери при выпаривании.
- 41 Общая и полезная разность температур в многокорпусной выпарной установке.
- 42 Конструкции выпарных аппаратов.
- 43 Массообменные процессы. Классификация массообменных процессов. Движущие силы массообменных процессов.
- 44 Массопередача. Фазовое равновесие. Материальный баланс. Уравнение рабочей линии.
- 45 Перенос вещества в фазе. Молекулярная и турбулентная диффузия. Уравнения. Коэффициенты.
- 46 Уравнение массоотдачи. Коэффициента массоотдачи.
- 47 Уравнение массопередачи. Коэффициент массопередачи .
- 48 Средняя движущая сила процесса массопередачи.
- 49 Число единиц переноса. Высота единиц переноса.
- 50 Абсорбция. Равновесие газ – жидкость. Материальный баланс.
- 51 Выбор абсорбента. Уравнение рабочей линии. Расход абсорбента.
- 52 Конструкции абсорберов.
- 53 Адсорбция. Равновесие при адсорбции. Промышленные адсорбенты.
- 54 Стадии процесса адсорбции. Расход пара на десорбцию.
- 55 Конструкции адсорберов непрерывного и периодического действия.
- 56 Равновесие жидкость – пар в идеальных и реальных системах.
- 57 Физико-химические основы процессов перегонки. Простая перегонка. Материальный баланс.
- 58 Варианты проведения процесса перегонки.
- 59 Физико-химические основы ректификации. Материальный баланс ректификационной колонны.
- 60 Уравнение рабочей линии для верхней части ректификационной колонны.
- 61 Уравнение рабочей линии для нижней части ректификационной колонны.
- 62 Ректификационная установка непрерывного действия.
- 63 Экстракция. Равновесие жидкость-жидкость. Варианты проведения процесса экстракции.
- 64 Расчет однократной экстракции.
- 65 Конструкции экстракторов.
- 66 Сушка. Классификация процессов сушки.
- 67 Диаграмма состояния влажного воздуха. Параметры влажного воздуха. Процессы охлаждения и нагревания воздуха.
- 68 Варианты проведения процесса сушки.
- 69 Конструкции конвективных и контактных сушилок.

3 Методические рекомендации к решению контрольных задач

Контрольная работа №1 охватывает раздел теплопередачи. *Теплопередача* – это сложный процесс переноса теплоты от горячего теплоносителя к более холодному через разделяющую твердую стенку. Перенос теплоты от горячего теплоносителя к стенке происходит в результате конвективной теплоотдачи. Через стенку теплота переносится теплопроводностью, а от стенки к холодному теплоносителю также конвективной теплоотдачей.

Приступая к решению, следует выписать все исходные данные задачи, выбрать и записать расчетные уравнения. Подставив в расчетные уравнения числовые значения, проверить правильность подстановки и соответствие единиц измерения системе СИ.

Необходимые для решения задач физические свойства теплоносителей приведены в приложениях учебных пособий [3], [6]. Кроме того, ряд физических свойств можно рассчитать по формулам, приведенным в разделе 1 учебного пособия [6].

Физические свойства жидких теплоносителей (плотность, динамическая вязкость и др.) выбираются по средней температуре. Свойства насыщенного водяного пара в зависимости от давления находят в табл. LI [3] или прил. 23 [6].

В контрольной работе предлагается решить 5 задач, исходные данные к которым приведены ниже. Выбор варианта задания (от 00 до 20) производится по двум последним цифрам номера зачетной книжки (студенческого билета). Если число, составленное из последних цифр номера зачетной книжки более 20, то из него следует n раз ($n = 1, 2, 3$ или 4) вычесть 20, чтобы попасть в заданный диапазон. Например, если две последние цифры составляют число 78, то следует выполнять 18 вариант ($78 - 3 \cdot 20 = 18$).

Задача 1. Определить расход насыщенного водяного пара на нагревание воды.

Т а б л и ц а 1 – Исходные данные к задаче 1

Последние две цифры шифра зачетной книжки	Расход воды, м ³ /ч	Температура, С		Абсолютное давление водяного пара, кПа
		начальная	конечная	
00	110	2	49	340
01	40	15	69	190
02	86	7	56	310
03	100	24	79	250
04	54	51	80	290
05	92	44	98	220
06	80	34	86	320
07	130	21	58	170
08	46	38/	84	280
09	65	25	64	230
10	90	39	71	300
11	140	32	76	160
12	68	19	53	210
13	170	4	56	270
14	154	47	67	180
15	50	9	84	320
16	160	18	92	240
17	120	40	64	200
18	99	28	89	290
19	115	11	77	330
20	75	17	68	260

Тепловую нагрузку Q находят по уравнениям (2.2)–(2.4) раздела 2 учебного пособия [6].

Задача 2. Определить конечную температуру воды, нагреваемую насыщенным водяным паром.

Т а б л и ц а 2 – Исходные данные к задаче 2

Последние две цифры шифра зачетной книжки	Расход воды, м ³ /ч	Начальная температура воды, С	Насыщенный водяной пар	
			абсолютное давление, кПа	расход пара, т/ч
00	66	4	320	8,0
01	30	20	170	1,8
02	85	34	300	9,2
03	54	15	250	5,4
04	25	22	180	2,9
05	76	10	290	8,8
06	44	30	310	5,5
07	92	8	220	6,7
08	36	18	190	4,1
09	49	25	270	6,1

Последние две цифры шифра зачетной книжки	Расход воды, м ³ /ч	Начальная температура воды, С	Насыщенный водяной пар	
			абсолютное давление, кПа	расход пара, т/ч
10	28	5	150	2,9
11	25	12	190	3,1
12	44	23	260	3,9
13	58	14	230	8,1
14	61	34	160	5,1
15	31	10	280	5,0
16	50	26	200	3,0
17	73	18	170	8,8
18	80	25	320	11,2
19	39	28	240	4,7
20	64	9	210	9,0

Тепловую нагрузку Q находят по уравнениям (2.2)–(2.4) раздела 2 учебного пособия [6].

Задача 3. Рассчитать температуру холодной поверхности стенки.

Т а б л и ц а 3 – Исходные данные к задаче 3

Последние две цифры шифра зачетной книжки	Температура поверхности горячей стенки	Плотность теплового потока, q , кВт/м ²	Материал стенки	Толщина стенки, мм
00	128	55	сталь	25
01	86	25	свинец	26
02	154	15	сталь	18
03	119	10	медь	12
04	187	75	алюминий	23
05	55	50	латунь	12
06	140	10	сталь	25
807	213	90	алюминий	16
08	135	54	латунь	8
09	68	48	сталь	24
10	92	33	свинец	14
11	110	69	сталь	10
12	146	85	алюминий	24
13	168	52	свинец	6
14	122	39	латунь	19
15	191	21	свинец	23
16	174	18	сталь	18
17	115	38	медь	30
18	180	51	алюминий	16
19	158	64	медь	12
20	139	44	латунь	25

Уравнение теплопроводности – уравнение (3.7) учебного пособия [3], коэффициенты теплопроводности – в табл. XXIII [3] или в прил. 17 [6].

Задача 4. Рассчитать коэффициент теплоотдачи от стенки к воде и плотность теплового потока.

Т а б л и ц а 4 – Исходные данные к задаче 4

Последние две цифры шифра зачетной книжки	Расход воды, м ³ /ч	Температура воды, °С		Температура поверхности стенки со стороны воды, °С	Внутренний диаметр трубы, мм	Число труб
		начальная	конечная			
00	150	15	72	59	21	110
01	90	20	80	85	34	37
02	240	42	79	76	21	111
03	130	26	52	58	16	119
04	100	31	68	75	21	55
06	210	16	59	66	21	111
07	300	40	96	103	34	64
08	120	34	87	96	21	62
09	180	46	91	110	34	37
10	160	5	59	58	16	160
11	70	36	78	88	21	37
12	260	18	52	63	34	55
13	310	27	70	78	16	260
14	110	33	93	85	34	74
15	220	10	79	68	16	86
16	80	18	86	72	21	120
17	140	25	90	60	34	52
18	270	2	53	44	16	48
19	160	28	77	84	21	130
20	230	35	84	72	21	34

Коэффициент теплоотдачи определяется из критерия Нуссельта Nu, который при движении теплоносителей рассчитывается в прямых трубах в зависимости от режима течения теплоносителя по формулам (3.15), (3.18) и рис. 3.1 учебного пособия [3] или (2.15), (2.18), (2.19) пособия [6].

Критерий Прандтля $Pr_{ст}$ оценивается при температуре стенки со стороны воды.

Задача 5. Рассчитать поверхность теплопередачи по исходным данным примера 1. Коэффициенты теплоотдачи, Вт/(м² К), при конденсации водяного пара к стенке $\alpha_1 = 10000$, а от стенки к воде $\alpha_2 = 1500$.

Поверхность теплопередачи определяется из уравнения теплопередачи по формулам (3.5) пособия [3] и (2.1) пособия [6]. Средняя разность температур Δt_{cp} определяется по формулам (2.7), (2.8) и рис. 2.1 пособия [6]. Крите-

рии теплового и гидродинамического подобия приведены на стр. 142 [3] в формулах (2.11)–(2.14) пособия [6].

Коэффициент теплопередачи рассчитывается по формулам (3.53) [3] или (2.9) [6], средние значения теплопроводности загрязнений стенок для различных теплоносителей приведены в табл. XXVI [3].

4 Курсовое проектирование

Целью курсового проекта является закрепление и расширение теоретических знаний по дисциплине «Тепломассообменные процессы в защите окружающей среды», выработке навыков использования научных знаний для практического решения инженерных задач.

В курсовом проекте необходимо рассчитать абсорбер, который может быть применен для очистки газовых выбросов от вредных примесей (например, для очистки топочных газов от SO_2) и центробежный насос для подачи абсорбента в абсорбер.

Курсовой проект состоит из пояснительной записки и графических документов, оформленных в соответствии с требованиями ГОСТа.

Пояснительная записка должна быть объемом не менее 30 листов формата А4 и иметь следующие разделы (в скобках указан объем разделов в процентах от общего объема курсового проекта):

1. Введение (7%)
2. Техническое задание (3%)
3. Расчет технических характеристик (40%)
4. Описание конструкции и принципа работы абсорбера (20%)
5. Выбор и обоснование материалов конструкции (15%)
6. Эксплуатация аппарата (10%)
7. Заключение (5%)
8. Библиографический список

Общий объем графических документов проекта регламентируется двумя листами формата А3 (принципиальная технологическая схема, включающая абсорбер и десорбер, и насадочный абсорбер). В состав графического материала абсорбера включить чертеж общего вида и деталей насадочного абсорбера.

4.1 Техническое задание и исходные данные

Требуется рассчитать насадочный абсорбер, используемый для поглощения вредного компонента отходящих газов водой, с начальным содержанием его в воздухе y_n (% об.). Количество поступающего газа Q ($m^3/ч$) (при н. у.). Общее давление газа $1,01 \cdot 10^5$ Па. Содержание абсорбтива в поступающей на абсорбцию воде x_n (% вес.). Температура поступающего абсорбента $20^\circ C$. Конечное содержание вредного компонента отходящих газов y_k (% об.).

Выбор варианта задания (от 00 до 20) производится по двум последним цифрам номера зачетной книжки (студенческого билета). Если число, составленное из последних цифр номера зачетной книжки более 20, то из

него следует n раз ($n = 1, 2, 3$ или 4) вычесть 20, чтобы попасть в заданный диапазон. Например, если две последние цифры составляют число 78, то следует выполнять 18 вариант ($78 - 3 \cdot 20 = 18$).

Т а б л и ц а 5 – Варианты исходных данных.

№ варианта	Поглощаемый компонент	Q , м ³ /ч	y_H , % об.	x_H , % вес.	y_K , % об.
00	NH ₃	10000	5,0	0,10	0,25
01	H ₂ S	21000	5,2	0,15	0,13
02	SO ₂	15000	7,0	0,12	0,23
03	H ₂ S	12000	4,5	0,22	0,10
04	NH ₃	20000	5,5	0,15	0,09
05	SO ₂	18000	4,0	0,25	0,12
06	H ₂ S	17000	6,5	0,14	0,15
07	NH ₃	11000	8,0	0,13	0,27
08	SO ₂	16000	7,5	0,23	0,27
09	H ₂ S	8000	4,7	0,16	0,11
10	NH ₃	13000	5,3	0,20	0,15
11	SO ₂	7000	8,1	0,10	0,24
12	H ₂ S	21000	9,0	0,17	0,28
13	NH ₃	25000	7,8	0,24	0,21
14	SO ₂	19000	6,3	0,18	0,20
15	H ₂ S	30000	5,7	0,19	0,17
16	NH ₃	15000	4,6	0,22	0,11
17	SO ₂	24000	5,8	0,27	0,16
18	H ₂ S	35000	7,3	0,19	0,12
19	NH ₃	33000	8,3	0,26	0,28
20	SO ₂	23000	5,2	0,13	0,12

4.2 Расчет технических характеристик абсорбера

Основу расчета абсорбера составляют тепломассообменный и гидравлический расчеты. Цель первого состоит в определении поверхности взаимодействия (теплообменный и межфазный) и основных размеров конструкции (диаметра, высоты, числа ступеней контакта фаз и т. д.). Второй расчет связан с оценкой гидравлического сопротивления при движении среды и затрат энергии на их преодоление.

При расчете абсорберов основными определяемыми величинами являются расход абсорбента L , диаметр D и высота H абсорбера, его гидравлическое сопротивление Δp .

Далее приведены методика расчета насадочного аппарата при абсорбции.

4.3 Расчет насадочных абсорберов

Расход абсорбента. Количество поглотителя L на проведение процесса абсорбции определяют по уравнению материального баланса, в котором незаданной величиной является значение его конечной концентрации X_k .

$$L = G(Y_H - Y_K)/(X_K - X_H) \quad (1)$$

где L - расход абсорбента, кг/ч; G - расход инертного газа, кг/ч; Y_H , Y_K - начальная и конечная концентрация абсорбтива в газовой смеси, относительные массовые единицы; X_H , X_K - начальная и конечная концентрация абсорбтива в поглотителе, относительные массовые единицы.

Относительные массовые концентрации абсорбтива в воздухе находят по формуле:

$$Y = (M_K/M_H) \cdot (y/(1-y)) \quad (2)$$

где M_K и M_H - молярные массы абсорбтива и носителя, г/моль.

Относительную массовую концентрацию абсорбтива в поступающей на абсорбцию воде находят по формуле:

$$X_H = x_H/(1-x_H) \quad (3)$$

Для того, чтобы найти X_k необходимо построить на Y - X -диаграмме рабочую и равновесную линии процесса.

Состояние равновесия при условии постоянства температуры и общего давления зависимость между концентрациями распределяемого в газовой и жидкой фазах компонента выражается законом Генри:

$$p^* = EX \quad (4)$$

где p^* - парциальное давление газа, E – константа, имеющая размерность давления.

Величина E для данного газа не зависит от общего давления в системе, но зависит от природы абсорбента и поглощаемого газа и температуры (табл. 6).

Т а б л и ц а 6 – Зависимость коэффициента E от температуры.

Газ	E , МПа						
	при 0 ⁰ С	при 10 ⁰ С	при 20 ⁰ С	при 30 ⁰ С	при 40 ⁰ С	при 50 ⁰ С	при 60 ⁰ С
Аммиак	0,028	0,049	0,083	0,138	0,218	0,340	0,513
Двуокись серы	0,150	0,227	0,372	0,580	0,814	1,135	1,652
Двуокись углерода	31,208	45,191	61,910	83,289	107,405	136,789	182,385
Кислород	1499,610	1925,175	2350,740	2806,703	3171,473	3495,713	3759,158
Сероводород	14,895	20,468	26,142	35,058	44,279	55,729	69,914

В случае неизотермической абсорбции при растворении газа в жидкости температура ее повышается вследствие выделения теплоты. Для технических расчетов пренебрегают нагреванием газа и считают, что вся теплота идет на нагрев жидкости.

Температуру жидкости в любом сечении аппарата можно найти по уравнению теплового баланса:

$$T = T_n + \frac{q}{c}(X - X_n) \quad (5)$$

где T – температура в любом сечении аппарата, К; T_n – температура поступающего адсорбента, К; q – дифференциальная теплота растворения газа, кДж/моль; c – теплоемкость жидкости, кДж/(кмоль·К).

С помощью уравнения (5), задаваясь рядом значений X (с шагом 0,005), определяют температуры T и затем E и p^* .

Равновесное содержание абсорбтива в воздухе Y^* определяют по формуле:

$$Y^* = (M_K / M_H) \cdot (p^* / (P - p^*)) \quad (6)$$

где P – общее давление газа, Па.

По найденным значениям Y^* на Y - X -диаграмме строят график $Y^*=f(X)$ – линию равновесия.

На Y - X -диаграмме (рис.1) проводят прямую через Y_n параллельно оси OX до пересечения с линией равновесия, и, получают точку X_K^* . Через точки B и A' с координатами $(Y_K; X_H)$ и $(Y_n; X_K^*)$ проводят прямую – рабочую линию процесса, соответствующую минимальному удельному расходу абсорбента l_{min} .

Удельный расход абсорбента l находят из уравнения материального баланса:

$$l = L/G = Y_n - Y_K / (X_K - X_H) \quad (7)$$

Значение l_{min} находим, подставляя в уравнение (7) величину X_K^* .

Величина l всегда должна быть больше l_{min} . Увеличение удельного расхода приводит к уменьшению высоты абсорбера и увеличению его диаметра. Это происходит потому, что с увеличением l возрастает также расход поглотителя L , а при этом снижаются допустимые скорости газа в абсорбере, по которым находят его диаметр. Поэтому принимают

$$l = (1,1 - 1,5) l_{min}.$$

Конечную концентрацию абсорбтива в поглотителе находим из формулы (7).

Через точки B и A с координатами $(Y_K; X_H)$ и $(Y_n; X_K)$ проводят прямую – рабочую линию процесса.

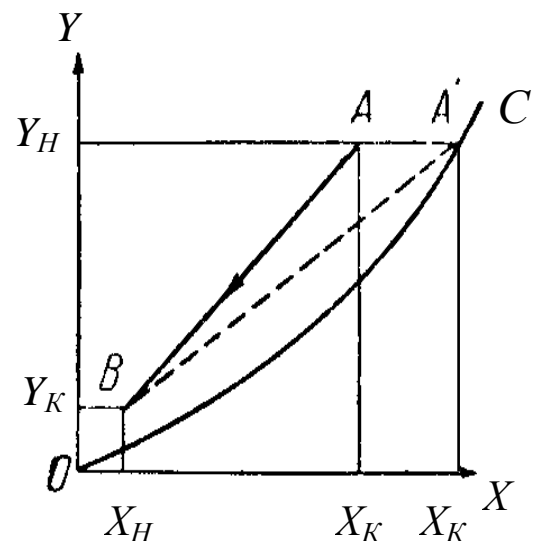


Рис.1. Диаграмма Y - X : OC –линия равновесия; AB –рабочая линия; $A'B'$ –предельное положение рабочей линии, соответствующее минимальному расходу

Расход инертного газа вычисляют по формуле:

$$G = Q(1 - y_H) \rho_{\text{возд}} \quad (8)$$

где $\rho_{\text{возд}}$ – плотность воздуха, кг/м³.

Расход поглотителя L определяют по формуле (7).

Диаметр абсорбера. Расчет диаметра D абсорбера производится, по уравнению расхода, написанного относительно величины D

$$D = [4Q/(\pi\omega_0)]^{0,5} \quad (9)$$

где Q – объемный расход газа, м³/с; ω_0 – фиктивная скорость газа, т.е. скорость газа, отнесенная к полному сечению абсорбера, м/с.

Диаметр колонны определяется по принятой фиктивной скорости газа и проверяется по плотности орошения. Для достижения максимальной эффективности процесса целесообразно, скорость газа принимать равной или близкой скорости ω_0' , соответствующей началу подвисяния.

Фиктивную скорость газа определяют в зависимости от выбранной насадки по формуле

$$\omega_0' = (\text{Re}'_2 a \mu_2) / (4\rho_2) \quad (10)$$

где Re'_2 – критерий Рейнольдса, соответствующий началу подвисяния; a – удельная поверхность насадки, м²/м³; μ_2 – вязкость газа, Н·с/м²; ρ_2 – плотность газа, кг/м³.

Значение Re'_2 находят по формуле

$$\text{Re}'_2 = 0,045 \cdot \text{Ar}^{0,57} (G/L)^{0,43} \quad (11)$$

где Ar – критерий Архимеда.

$$\text{Ar} = \frac{gd_{\text{экв}}^3 \rho_2 (\rho_{\text{жс}} - \rho_2)}{\mu_2^2} \quad (12)$$

где g – ускорение свободного падения; $\rho_{\text{жс}}$ – плотность жидкости, кг/м³; $d_{\text{экв}}$ – эквивалентный диаметр насадки, м.

Эквивалентный диаметр насадки находят по формуле

$$d_{\text{экв}} = 4\varepsilon/a \quad (13)$$

где ε – свободный объем насадки, м³/м³ (табл. 3).

Рабочую фиктивную скорость газа обычно принимают $\omega_0 = (0,85 \div 0,95)\omega_0'$.

В тех случаях, когда необходимо малое гидравлическое сопротивление, принимают более низкую скорость газа.

Плотность орошения U определяют по формуле

$$U = \frac{Q_{жс}}{S} \quad (14)$$

где $Q_{жс}$ - объемный расход жидкости, м³/ч ($Q_{жс} = L/\rho_{жс}$); S - площадь сечения колонны, м².

Плотность орошения U сравнивают с оптимальной плотностью орошения U_{opt} , которая определяется по формуле

$$U_{opt} = ba \quad (15)$$

где a – удельная поверхность насадки, м²/м³; b – коэффициент, значения которого приведены в таблице 7.

Таблица 7 – Значения коэффициента b

Процесс	Коэффициент b , м ³ /м·ч
Абсорбция аммиака водой	0,158
Абсорбция паров органических жидкостей водой	0,093
Абсорбция паров органических жидкостей керосином	0,024
Ректификация, испарение воды	0,065

Таблица 8 – Характеристики насадок.

Насадка	Размеры элемента, мм	Удельная поверхность, м ² /м ³	Свободный объем, м ³ /м ³	Эквивалентный диаметр, м	Масса 1 м ³ насадки, кг
Регулярная насадка					
Деревянная хордовая (шаг в свету 10×100 мм)	10	100	0,55	0,022	210
	20	65	0,68	0,042	145
Керамические кольца Рашига	50×50×50	110	0,735	0,027	650
	80×80×8	80	0,720	0,036	670
	100×100×100	60	0,720	0,048	670
Засыпка внавал					
Керамические кольца Рашига	15×15×2	330	0,700	0,009	690
	25×25×3	200	0,740	0,015	530
Стальные кольца Рашига	50×50×5	90	0,785	0,035	530
	10×10×0,5	500	0,880	0,007	960
Керамические кольца Палля	15×15×0,5	350	0,920	0,009	660
	25×25×0,8	220	0,920	0,017	640
Стальные кольца Палля	25×25×3	220	0,740	0,014	610
	50×50×5	120	0,780	0,026	520
Керамические седла Берля	25×25×0,6	235	0,900	0,010	525
	50×50×1	108	0,900	0,033	415
	12,5	460	0,680	0,006	720
	25	260	0,690	0,011	670
	38	165	0,700	0,017	670

Если плотность орошения мала по сравнению с U_{opt} , то коэффициент смачиваемости ψ имеет низкое значение, то есть насадка будет недостаточно смочена или использована не полностью. В этом случае следует применять насадку с меньшей удельной поверхностью, чтобы снизить U_{opt} .

Максимальное смачивание насадки достигается при некоторой оптимальной плотности орошения U_{opt} , при которой коэффициент смачиваемости ψ становится равным единице. При дальнейшем увеличении плотности орошения ψ не изменяется.

Коэффициент смачиваемости находят по графику зависимости ψ от U/U_{opt} (рис.2).

При выборе размеров насадки необходимо учитывать, что с увеличением размеров её элементов увеличивается допустимая скорость газа, а гидравлическое сопротивление абсорбера снижается. Общая стоимость колонны с крупной насадкой будет ниже за счет уменьшения диаметра абсорбера, несмотря на то, что высота насадки несколько увеличивается по сравнению с таковой в абсорбере, заполненном насадкой меньших размеров. Это особенно относится к абсорбции хорошо растворимых газов. При абсорбции плохо растворимых газов более подходящей может быть сравнительно мелкая насадка.

Если необходимо провести глубокое разделение газовой смеси, требующее большого числа единиц переноса, то в этом случае рациональнее использовать мелкую насадку.

При выборе размеров насадки также необходимо соблюдать условие, при котором отношение диаметра колонны D к эквивалентному диаметру насадки $d_{экв}$ было больше или равно 10.

В качестве насадки наиболее широко применяют кольца Рашига. Кольца малых размеров засыпают в колонну навалом. Большие кольца (от 50×50 мм и выше) укладывают правильными рядами, сдвинутыми друг относительно друга – регулярная насадка. Регулярная насадка имеет ряд преимуществ перед нерегулярной, навалом засыпанной в колонну: обладает меньшим гидравлическим сопротивлением, допускает большие скорости газа. Однако регулярная насадка требует более сложных по устройству оросителей, чем насадка, засыпанная навалом.

Оросители делятся на струйчатые и разбрызгивающие. К струйчатым оросителям относятся распределительные плиты, желоба, брызгалки, оросители типа сегнера колеса, а к разбрызгивающим – тарельчатые, вращающиеся центробежные и др. (рис.3).

Высота абсорбера. Высоту слоя насадки H можно определить по формуле:

$$H = nh \quad (16)$$

где n – число единиц переноса (ЧЕП); h - высота единицы переноса (ВЕП), м.

Число единиц переноса можно определить аналитически, графически и

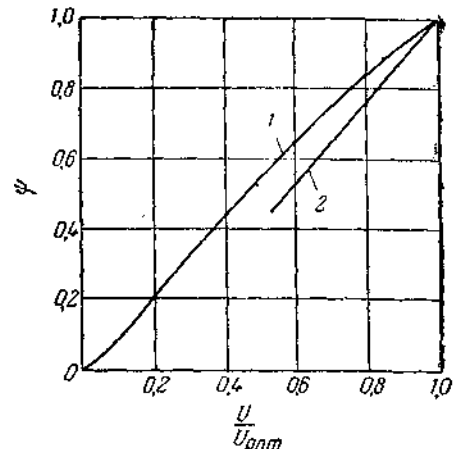


Рис. 2. Коэффициенты смачиваемости ψ при различном отношении U/U_{opt} : 1 – насадке из колец; 2 – на деревянной хордовой насадке

методом графического интегрирования.

Аналитически ЧЕП находят по формуле

$$n = (Y_H - Y_K) / \Delta_{cp} \quad (17)$$

где Δ_{cp} – среднелогарифмическая движущая сила.

$$\Delta_{cp} = \frac{\Delta_1 - \Delta_2}{2,3 \lg \frac{\Delta_1}{\Delta_2}} \quad (18)$$

где Δ_1 – движущая сила внизу абсорбера, Δ_2 – движущая сила сверху абсорбера. Δ_1 и Δ_2 определяются по Y-X-диаграмме

$$\Delta_1 = Y_H - Y_H^*$$

$$\Delta_2 = Y_K - Y_K^*$$

Для определения ЧЕП графическим методом Y-X-диаграмме проводят линию MN (рис. 4), делящую пополам отрезки ординат, заключенные между рабочей линией и линией равновесия. Эти отрезки ординат равны ($Y - Y^*$) и выражают движущую силу процесса. Затем через точку B на рабочей линии, соответствующую состоянию фазы G на выходе из аппарата, проводят горизонталь. Эту горизонталь, пересекающуюся с линией MN в точке D, продолжают до точки E, причем отрезок BE равен удвоенному отрезку BD. Из точки E проводят вертикаль EF до пересечения с рабочей линией.

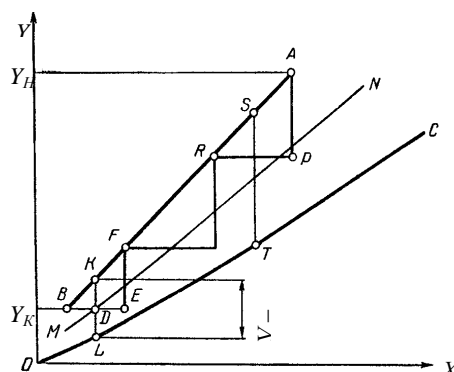


Рис 4 Графическое определение числа единиц переноса:

OC – линия равновесия; AB – рабочая линия; MN – линия, делящая пополам отрезки ординат между рабочей

линией. Из подобия треугольников BEF и BDK следует $\frac{EF}{KD} = \frac{BE}{BD}$.

Но по построению $BE = 2BD$ и $KD = \frac{KL}{2}$. Таким образом

$$EF = KD \frac{BE}{BD} = \frac{KL}{2} \cdot \frac{2BD}{BD} = KL$$

Ступенька BEF соответствует некоторому участку аппарата, в котором изменение рабочих концентраций в фазе G равно EF, а в фазе L соответствует BE. Отрезок KL изображает среднюю движущую силу на этом участке. Так как изменение рабочей концентрации EF по построению равно средней движущей силе KL, то

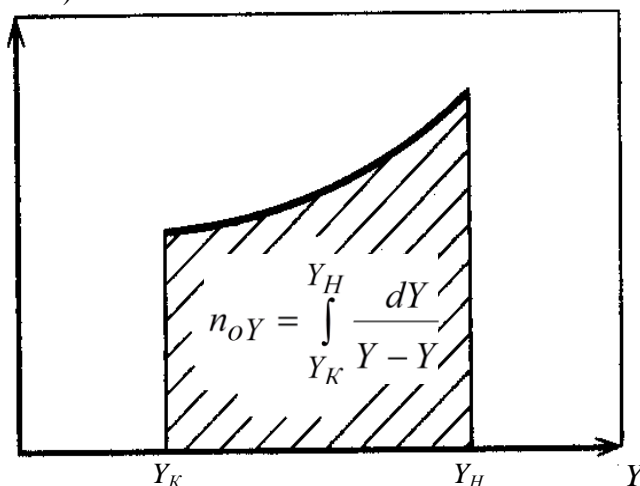


Рис5. Определение числа единиц переноса графическим интегрированием

ступенька BEF соответствует одной единице переноса.

Продолжая вписывать указанным выше способом ступеньки до точки A , соответствующей состоянию системы на входе в аппарат, находим число единиц переноса (равное числу ступенек), необходимое для достижения заданного изменения рабочих концентраций между точками A и B .

Если между точками B и A не вписывается целое число полных ступенек, то число единиц переноса, соответствующее последней неполной ступеньке, равно отношению отрезка AP , ограничивающего неполную ступеньку, к вертикальному отрезку ST между рабочей линией и линией равновесия, проведенному через середину основания неполной ступеньки.

Рассмотренный графический метод применим, если на участке, соответствующем одной ступеньке (рис. 4), линия равновесия сильно не отличается от прямой. В противном случае отрезок KL не будет изображать среднюю движущую силу на данном участке. В этом случае пользуются более точным методом графического интегрирования, который заключается в следующем. На участке бесконечно малой высоты dh изменение концентраций составляет dY и движущая сила процесса - $(Y - Y^*)$. Найдем для этой высоты число единиц переноса, представив уравнение (17) в дифференциальном виде:

$$dn = \frac{-dY}{Y - Y^*}$$

Знак минус обозначает убывание концентрации Y . Число единиц переноса по всей высоте аппарата получим, проинтегрировав это уравнение в пределах изменения концентрации от Y_K до Y_H :

$$n = \int_{Y_K}^{Y_H} \frac{dY}{Y - Y^*}$$

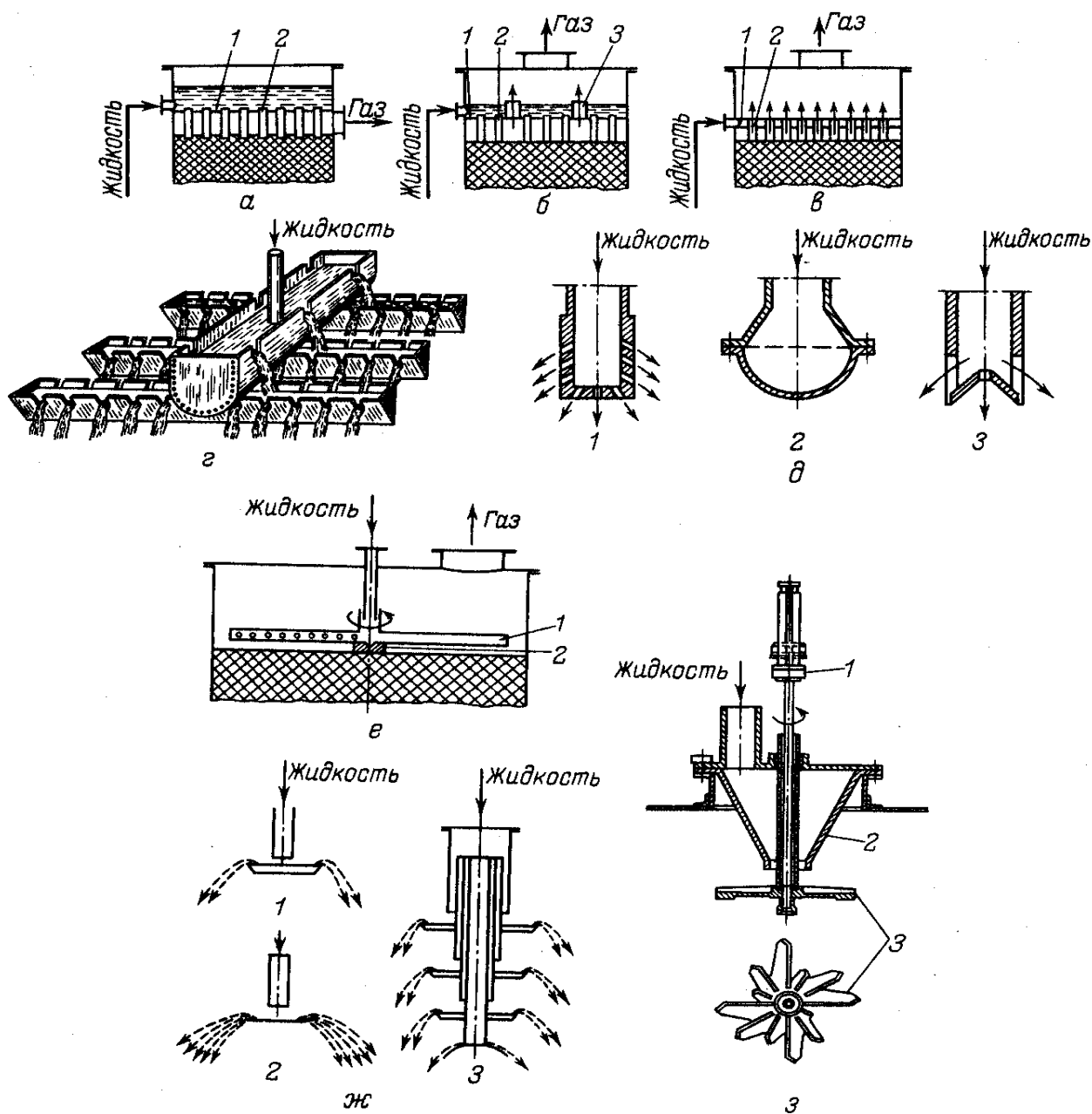


Рис. 3. Оросители:

а - в – распределительные плиты: *а* – с затопленными отверстиями; *б* – с затопленными отверстиями и газовыми патрубками; *в* – со свободным сливом (*1* – решетка; *2* – патрубки для жидкости; *3* – патрубки для газа); *г* – распределительные желоба; *д* – брызгалки (*1* – цилиндрическая; *2* – полушаровая; *3* – щелевая); *е* – ороситель типа снегурова колеса (*1* – вращающаяся дырчатая труба; *2* – подпятник); *ж, з* – разбрызгивающие оросители: *ж* – тарельчатые разбрызгиватели (*1* – с тарелкой с бортами; *2* – с тарелкой без бортов; *3* – многотарельчатый); *з* – центробежный (*1* – привод; *2* – распределительный конус; *3* – разбрызгиватель)

Интеграл в этом уравнении находят графически (рис.5), для чего по оси абсцисс откладывают значения Y , а по оси ординат соответствующие значения $1/(Y-Y^*)$ и определяют площадь, ограниченную кривой, осью Y и вертикалями, проведенными через точки, абсциссы которых равны Y_k и Y_n . Эта площадь и равна искомому интегралу, т. е. числу единиц переноса. При расчете необходимо учитывать масштабы построения. Если по оси абсцисс взят масштаб m_1 (единиц в

1 см), a по оси ординат - масштаб m_2 (единиц в 1 см), то число единиц переноса равно:

$$n = fm_1 m_2 \quad (19)$$

где f — площадь, ограниченная кривой и соответствующими абсциссами, см².

Высоту единицы переноса определяют по формуле

$$h = h_1 + \frac{k}{l} h_2 \quad (20)$$

где h_1 — высота единицы переноса для газовой фазы, м; h_2 — высота единицы переноса для жидкой фазы, м; l — удельный расход абсорбента; k — средний наклон линии равновесия, определяют как наклон хорды, проведенной через точки, ограничивающие рабочий участок линии равновесия.

$$k = (Y_H^* - Y_K^*) / (X_K - X_H)$$

ВЭП для газовой фазы можно определить по формуле

$$h_1 = \frac{A\varepsilon}{\psi a} Re_2^{0,25} (Pr'_2)^{2/3} \quad (21)$$

где A — коэффициент, зависящий от вида насадки; ψ — коэффициент смачиваемости насадки; a — удельная поверхность насадки, м²/м³; Re_2 — критерий Рейнольдса для газа; Pr'_2 — критерий Прандтля для газа.

Коэффициент A для кольцевых насадок равен 8,31, для хордовых — 6,58.

Критерий Рейнольдса газовый определяется по формуле

$$Re_2 = \frac{4W_2}{a\mu_2} \quad (22)$$

где μ_2 — вязкость носителя (воздуха), Н·с/м²; W_2 — массовая скорость газа, кг/м²·с.

$$W_2 = G / (3600S) \quad (23)$$

Критерий Прандтля определяют по формуле

$$Pr'_2 = \mu_2 / (\rho_2 D_2) \quad (24)$$

где D_2 — коэффициент диффузии газа в воздухе, м²/с.

ВЭП для жидкой фазы рассчитывают по формуле

$$h_2 = 119\delta_{прив} Re_{жс}^{0,25} (Pr'_{жс})^{0,5} \quad (25)$$

где $\delta_{прив}$ – приведенная толщина пленки, м; $Re_{ж}$, $Pr'_{ж}$ – критерии Рейнольдса и Прандтля для жидкости.

Приведенная толщина пленки вычисляется по формуле

$$\delta_{прив} = \left[\mu_{ж}^2 / (\rho_{ж}^2 g) \right]^{1/3} \quad (26)$$

Критерии $Re_{ж}$ и $Pr'_{ж}$ можно определить по формулам (22) и (24), но вместо вязкости и плотности носителя (воздуха) нужно подставить значения вязкости и плотности абсорбента, а вместо массовой скорости газа - массовую скорость абсорбента, которую определяют по формуле (23), подставляя в неё вместо расхода газа G расход абсорбента L .

После того как высота насадки рассчитана по формуле (16), для определения высоты абсорбера следует провести его секционирование, а также выбрать высоту наднасадочной (от верхнего уровня насадки до крышки) и поднасадочной (от нижней решетки под насадку до днища колонны) частей абсорбера.

Гидравлическое сопротивление абсорберов. При расчете гидравлического сопротивления абсорбера предварительно определяют сопротивление сухой насадки ΔP по известному выражению

$$\Delta p_{сух} = \lambda (H/d_{экв}) (\omega_0^2 \rho_г / 2) \quad (27)$$

где λ -коэффициент сопротивления, учитывающий суммарные потери давления на трение и местные сопротивления насадки; $d_{экв}$ -эквивалентный диаметр насадки.

Значения λ обычно определяют по эмпирическим уравнениям.

Для кольцевой насадки, загруженной внавал, коэффициент сопротивления определяют по следующим зависимостям:

при $Re_r < 40$ (ламинарный режим)

$$\lambda = 140 / Re_г \quad (28)$$

при $Re_r > 40$ (турбулентный режим)

$$\lambda = 16 / Re^{0,2} \quad (29)$$

Для правильно уложенных насадок

$$\lambda = a / Re_г^{0,375} \quad (30)$$

причем для кольцевой насадки $a = 9,2$, а для хордовой определяется по формуле

$$a = 3,12 + 17 \frac{d_{экв}}{h} \left(\frac{t}{t+s} \right)^{1,37} \quad (31)$$

где h – высота насадки в одном ряду, м; t – расстояние между досками в свету, м; s – толщина доски, м.

Гидравлическое сопротивление орошаемой насадки Δp больше сопротивления сухой насадки (вследствие сужения каналов между элементами насадочных тел и увеличении при этом скорости газа).

Сопротивление орошаемой насадки при плотности орошения менее $50 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{ч}$, приближенно можно определить по формуле

$$\Delta p = \Delta p_{\text{сух}} (1 + kU) \quad (32)$$

где U – плотность орошения, $\text{м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{ч}$; k – опытный коэффициент (для беспорядочно засыпанных и хордовых насадок $k = 0,06$, для правильно уложенных кольцевых насадок $k = 0,04$).

Литература

1. Касаткин, А. Г. Основные процессы и аппараты химической технологии: учебник для вузов / А. Г. Касаткин. – Москва : Альянс, 2005. – 750 с.
2. Павлов, К. Ф. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии: учебное пособие / К. Ф. Павлов, П. Г. Романков, А. А. Носков. – Москва : Альянс, 2006. – 551 с.
3. Романков, П. Г. Методы расчета процессов и аппаратов химической технологии: учеб. пособие / П. Г. Романков, В. Ф. Фролов, О. М. Флисюк. – Санкт-Петербург : Химиздат, 2009. – 496 с.
4. Багров, И. В. Процессы и аппараты химической технологии: лаб. практикум / И. В. Багров, В. Д. Шаханов, Э. Н. Чулкова. – Санкт-Петербург : СПГУТД, 2013. – 239 с.
5. Общий курс процессов и аппаратов химической технологии: учебник / под ред. В. Г. Айнштейна. – Москва : Логос, 2006. – 521 с.
6. Багров, И. В. Курсовое проектирование по дисциплине «Процессы и аппараты химических производств»: учеб. пособие / И. В. Багров, В. Д. Шаханов, Э. Н. Чулкова. – Санкт-Петербург : СПГУТД, 2012. – 115 с.
7. Основные процессы и аппараты химической технологии: пособие по проектированию / под ред. Ю. И. Дытнерского. – Москва : Химия, 1991. – 496 с.
8. Дытнерский, Ю. И. Процессы и аппараты химической технологии / Ю. И. Дытнерский, 3-е изд. – Москва : Химия, 2002. - 768 с.
9. Плановский, А. Н. Процессы и аппараты химической и нефтехимической технологии / А. Н. Плановский, П. И. Николаев. – Москва : Химия, 1987. – 540 с.
10. Основные процессы и аппараты химической технологии. Пособие по проектированию / под ред. Ю. И. Дытнерского, 2-е изд. – Москва : Химия, 1991. – 494 с.
11. Лащинский, А. А., Толчинский Л.Р. Основы конструирования и расчеты химической аппаратуры: справочник / А. А. Лащинский, Л. Р. Толчинский. – Ленинград : Химия, 1981. – 368 с.