

**МИНИСТЕРСТВО НАУКИ И ВЫСШЕГО ОБРАЗОВАНИЯ РОССИЙСКОЙ ФЕДЕРАЦИИ
Федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение высшего образования
«Кузбасский государственный технический университет имени Т. Ф. Горбачева»**

**Кафедра энергоресурсосберегающих процессов
в химической и нефтегазовой технологиях**

**Составители
П. Т. Петрик,
Е. Ю. Старикова**

ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ ХИМИЧЕСКОЙ ТЕХНОЛОГИИ

Методические указания к самостоятельной работе

**Рекомендовано учебно-методической комиссией направления
подготовки 18.03.01 Химическая технология
в качестве электронного издания
для использования в образовательном процессе**

Кемерово 2019

Михайлов Г. С. – доцент кафедры энергоресурсосберегающих процессов в химической и нефтегазовой технологиях.

**Петрик Павел Трофимович,
Старикова Елена Юрьевна.**

Процессы и аппараты химической технологии: Рабочая методические указания к самостоятельной работе [Электронный ресурс] для обучающихся направлений подготовки 18.03.02 Энерго- и ресурсосберегающие процессы в химической технологии, нефтехимии и биотехнологии и 18.03.01 Химическая технология заочной формы обучения. Часть 2. / сост.: П. Т. Петрик, Е. Ю. Старикова; КузГТУ. – Электрон. дан. – Кемерово, 2019. – Систем. требования: Pentium IV; ОЗУ 4 Гб; Windows 7.

Составлены с целью оказания методической помощи в самостоятельной работе студентов при изучении дисциплины «Процессы и аппараты химической технологии». Содержат, методические указания к решению задач и контрольное задание. Приведен список литературы.

© КузГТУ, 2019
© Петрик П. Т.,
Старикова Е. Ю.,
составление, 2019

I. ПРОГРАММА ДИСЦИПЛИНЫ «ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ ХИМИЧЕСКОЙ ТЕХНОЛОГИИ»

Тема 1. Основы теории массообменных процессов

Основы массопередачи. Общая характеристика массообменных процессов, их назначение и области применения. Фазовое равновесие в гетерогенных системах. Линия фазового равновесия. Модели механизма массопередачи в двухфазных системах. Уравнения массоотдачи и массопередачи. Фазовые сопротивления. Закон аддитивности фазовых сопротивлений. Дифференциальное уравнение конвективной диффузии. Критерии подобия диффузионных процессов. Обобщенное критериальное уравнение массоотдачи. Уравнения материальных балансов процессов массопередачи. Уравнения рабочих линий. Способы выражения движущей силы и кинетики массопередачи. Концепция теоретической тарелки. КПД реальной тарелки. Определение числа действительных ступеней контакта. Число единиц переноса (ЧЕП). Соотношение между ЧЕП и КПД ступени контакта. Высота единицы переноса (ВЕП). Связь ВЕП с высотами единиц переноса в фазах.

Вопросы для самопроверки

1. *Какие процессы называются массообменными?*
2. *Какие общие признаки массообменных процессов?*
3. *Какие величины входят в основное уравнение массопередачи?*
4. *Что изображает и какой вид имеет равновесная и рабочая линия процесса массообмена?*
5. *В каких единицах может выражаться движущая сила массообменных процессов?*
6. *Как определяется средняя движущая сила процесса, когда зависимость между равновесными концентрациями не линейная?*
7. *Как определяется средняя движущая сила процесса, когда зависимость между равновесными концентрациями линейная?*
8. *Какую размерность имеют коэффициенты массоотдачи и массопередачи?*
9. *Какую форму целесообразно дать основному уравнению массопередачи в случае, когда поверхность массообмена является геометрически неопределенной?*

10. *Что такое удельная поверхность контакта фаз?*
 11. *Что такое ступень изменения концентрации?*
 12. *Что такое высота, эквивалентная единице переноса?*
 13. *Как выражаются коэффициенты массопередачи через коэффициенты массоотдачи при линейной зависимости между рабочими и равновесными концентрациями?*
 14. *Какие факторы влияют на величину коэффициента массоотдачи?*
 15. *Что характеризуют диффузионные критерии Фурье, Пекле, Прандтля, Нуссельта?*
 16. *Что обычно определяют из критериальных уравнений конвективной диффузии?*
- Литература [1, 3, 5].

Тема 2. Абсорбция

Физическая абсорбция. Особенности механизма массопередачи в системе газ-жидкость. Принципиальная технологическая схема абсорбционно-десорбционной установки. Материальный баланс абсорбции. Минимальный расход абсорбента. Тепловой баланс абсорбции. Влияние теплового эффекта растворения газа на движущую силу абсорбции. Насадочные абсорберы. Типы насадок, их сравнительная характеристика, критерии выбора. Гидродинамические режимы работы насадочных аппаратов. Оценка эффективности скрубберов. Распылительные абсорберы. Скруббер Вентури. Эмульгационные колонны. Сравнительная характеристика и схемы конструкций колонных аппаратов с контактными устройствами различных типов. Расчет основных размеров абсорберов с непрерывным контактом фаз. Расчет тарельчатых абсорберов. Масштабирование колонных аппаратов. Гидродинамическое моделирование.

Вопросы для самопроверки

1. *Что такое абсорбция и каково ее значение в химической промышленности?*
2. *Каков характер равновесия систем жидкость – газ по закону Генри? Какой вид имеет равновесная линия процесса абсорбции с учетом абсолютных и относительных концентраций?*

3. Какие модификации имеет основное уравнение массопередачи при абсорбции?

4. Какие типы насадок применяются для заполнения абсорбера? Основные характеристики насадок?

5. Какая насадка создает наименьшее гидравлическое сопротивление по газу при работе насадочной абсорбционной колонны?

6. Что такое активная поверхность насадки?

7. Какие применяются типы распределяющих устройств для жидкости?

8. Какие применяются средства для равномерного смачивания насадки по всей высоте? Что произойдет, если этих средств не применять?

9. Что означает «работа насадочного абсорбера на режимах подвисяния»? Каковы особенности такого режима?

10. Чем характеризуется гидродинамический режим работы скрубберов, называемый режимом эмульгирования?

11. Отчего происходит унос жидкости с тарелок и каково его значение для процесса?

12. На каких массообменных тарелках отсутствуют специальные переливные устройства?

13. Что называется газосодержанием барботажного слоя?

14. Как влияет на процесс абсорбции температура и давление в аппарате?

Литература [1, 3, 5].

Тема 3. Ректификация

Перегонка жидкостей. Технологические схемы ректификации. Материальный и тепловой баланс ректификации бинарных смесей. Уравнения рабочих линий ректификации. Флегмовое число. Периодическая ректификация, области применения. Разделение близкокипящих и азеотропных смесей. Многокомпонентная ректификация. Составление уравнений материального баланса. Расчет числа тарелок и режимных параметров ректификации многокомпонентных смесей.

Вопросы для самопроверки

1. *Что такое ректификация и каково ее значение в химической технологии?*
2. *Какие теплофизические свойства смесей жидкостей обуславливают возможность их разделения ректификацией?*
3. *Что такое равновесная кривая смеси? От чего зависит угол наклона линии фазового равновесия?*
4. *Что такое относительная летучесть компонента?*
5. *Что такое азеотропные смеси?*
6. *Что такое флегма и флегмовое число?*
7. *Как строятся рабочие линии процесса ректификации?*
8. *Как влияет флегмовое число на движущую силу массообмена и размеры колонны ректификации?*
9. *Как определяется минимальное флегмовое число?*
10. *От чего зависит рабочее флегмовое число?*
11. *Какие два режима работы возможны при периодической ректификации?*
12. *Как устроены и работают ситчатая и колпачковая тарелки?*
13. *Что такое простая перегонка без дефлегматора и с дефлегматором?*
14. *Что такое перегонка в токе водяного пара?*
15. *Что такое молекулярная дистилляция и в каких случаях она применяется?*

Литература [1, 3, 5].

Тема 4. Экстракция

Экстракция в системе жидкость-жидкость. Подбор экстрагентов. Экстракция в перекрестном токе растворителей. Материальный баланс экстракции. Расчет числа ступеней экстракции. Экстракционные аппараты.

Вопросы для самопроверки

1. *Что такое экстракция и каково ее значение в химической технологии?*
2. *О чем говорит закон распределения вещества? Что такое коэффициент распределения и от чего он зависит?*

3. Каковы основные требования к экстрагенту?

4. Что такое изотермы экстракции?

5. Аналогом какого параметра процесса ректификации является коэффициент распределения?

6. Каковы недостатки многоступенчатой экстракции при перекрестном токе?

7. Как устроены и работают полые колонные экстракторы с диспергированием одного из компонентов?

Литература [1, 3, 5].

Тема 5. Адсорбция

Адсорбционно-десорбционные процессы. Природные и синтетические сорбенты. Структура сорбентов. Изотермы адсорбции. Уравнения Лэнгмюра, Фрейндлиха. Микропористые сорбенты. Уравнение Дубинина. Кинетика адсорбции. Динамика адсорбции. Уравнение Шилова. Схемы конструкций адсорберов. Математическое описание и расчеты адсорбционных установок с неподвижным слоем, с кипящим слоем, с движущимся слоем адсорбента.

Вопросы для самопроверки

1. Что называется статической и динамической емкостью адсорбента?

2. Как влияют на процесс адсорбции природа поглощаемого газа, температура, давление, наличие примесей, вид адсорбента?

3. В каком адсорбере процессы сорбции, десорбции и регенерации адсорбента протекают одновременно, но в различных частях аппарата?

4. Как осуществляется промышленная регенерация адсорбента?

Литература [1, 3, 5].

Тема 6. Сушка

Термическая сушка. Сушительные агенты. Исследование кинетики сушки дисперсных материалов. Параметры влажного воздуха. Термодинамическая диаграмма влажного воздуха (диаграмма Рамзина). Точка росы. Температура мокрого термометра. Потенциал сушки. Аппаратура для конвективной сушки. Определение расхода воздуха и тепла на сушку.

Вопросы для самопроверки

- 1. Что такое равновесная влажность материала?*
- 2. Как составляются балансы влаги в высушиваемом материале и в высушиваемом газе?*
- 3. Из каких элементов состоит газовая (воздушная) сушильная установка?*
- 4. Из каких слагаемых состоит тепловой баланс воздушной сушилки?*
- 5. Как найти на диаграмме Рамзина для воздуха: линии постоянных теплосодержаний, линии постоянных температур, линии постоянной относительной влажности, линии парциальных давлений?*
- 6. Какое различие между абсолютной и относительной влажностью воздуха?*
- 7. Как на диаграмме Рамзина изображается нагревание или охлаждение воздуха; смешение потоков воздуха, имеющих различные параметры?*
- 8. Как строится процесс воздушной сушки на диаграмме Рамзина?*
- 9. Чем отличается рабочая линия теоретической сушки от действительной и как она строится?*
- 10. Какие факторы и как влияют на скорость сушки?*
- 11. Каков порядок технологического расчета газовой (воздушной) сушилки? В частности, как определяется количество удаляемой из материала влаги, количество высушиваемого газа (воздуха), геометрические размеры сушилок?*

Литература [1, 3, 5].

Тема 7. Кристаллизация

Кристаллизация из растворов. Диаграммы растворимости. Модели механизма кристаллообразования. Влияние режимно-технологических параметров процесса на качество кристаллов. Основные технологические схемы кристаллизации. Аппаратура для кристаллизации.

Вопросы для самопроверки

- 1. Что такое положительная и отрицательная растворимость? Приведите примеры.*
- 2. Какие растворы называются насыщенными и пересыщенными?*
- 3. Факторы, влияющие на скорость кристаллизации.*
- 4. Как условия кристаллизации влияют на свойства кристаллов?*
- 5. Какой из способов кристаллизации является изотермическим?*
- 6. Какой способ кристаллизации является изогидрическим?*
- 7. От чего зависит производительность вальцовых кристаллизаторов? Какова допустимая скорость вращения барабана?*

Литература [1, 3, 5].

Тема 8. Мембранные процессы разделения

Классификация мембранных процессов. Структура и свойства мембран. Оценка эффективности мембранных процессов. Баромембранные процессы, области применения. Капиллярно-фильтрационная теория проницаемости. Диффузионномембранные процессы. Электромембранные процессы. Аппараты для мембранного разделения.

Вопросы для самопроверки

- 1. Чем мембранные процессы отличаются от других процессов массообмена?*
- 2. На чем основан метод мембранного разделения?*
- 3. Каково промышленное применение мембранных процессов?*

4. В чем заключаются основные достоинства и недостатки мембранных процессов?

5. Аналогом каких величин является коэффициент проницаемости?

6. Что такое селективность разделения?

7. При каких условиях перенос вещества в порах мембраны осуществляется за счет свободного молекулярного течения или за счет вязкого течения?

8. Что такое диализ, пьезодиализ, электродиализ, осмос, обратный осмос, аномальный осмос, электроосмос?

9. Что такое облегченная диффузия и активный перенос?

Литература [1, 3, 5].

II. КОНТРОЛЬНОЕ ЗАДАНИЕ

По второй части дисциплины «Процессы и аппараты химической технологии» выполняется одно контрольное задание, которое включает в себя задачи по основным разделам. Для успешного решения этих задач необходима тщательная проработка соответствующих разделов теоретического курса.

Вариант каждой задачи выбирается по двум последним цифрам шифра студента и числу параметров данной задачи. Последняя цифра соответствует варианту задачи, а предпоследняя – номеру задачи. Если предпоследняя цифра больше 5, то выполняется задача с номером, соответствующим разнице между предпоследней цифрой шифра и 5. Например, если последние две цифры шифра 36, то выполняется 3-я задача каждого раздела и вариант 6. Если последние цифры 66, то выполняется задача 1 и вариант 6. Если предпоследняя цифра 0, то выполняется задача 5.

По разделу «Экстракция» все студенты выполняют задачу 1 по своим вариантам.

АБСОРБЦИЯ

Задача 1. В скруббер поступает V газовой смеси, считая при атмосферном давлении и при рабочей температуре. В скруббер подается L поглотителя (воды). Начальное содержание поглощаемого вещества A в газе y_n , конечное – y_k . Давление в скруббере $P_{абс}$, температура t . В скруббер загружено G_m керамических колец с размерами

B. Коэффициент смоченности насадки ψ . Определить коэффициент массопередачи. Данные для расчета принять по табл. 1.

Таблица 1

№ вар.	V , м ³ /ч	L , м ³ /ч	A	y_H , об. доли	y_K , об. доли	$P_{абс}$ МПа	t , °С	G_m , Т	B , мм	ψ
0	3600	470	Аммиак	0,35	0,003	1,0	10	25	15×15×2	0,3
1	4000	450	ацетилен	0,27	0,007	2,0	12	31	25×25×3	0,7
2	6000	770	этилен	0,24	0,004	2,3	15	26	25×25×3	0,7
3	5500	590	серово- дород	0,32	0,002	2,5	13	24	35×35×4	0,8
4	4500	600	метан	0,30	0,006	1,8	14	28	35×35×2,5	0,7
5	5000	700	этан	0,26	0,005	2,4	17	34	35×35×4	0,65
6	5500	720	хлор	0,24	0,006	1,5	16	33	35×35×4	0,75
7	6000	540	окись углерода	0,25	0,003	3,6	10	27	25×25×3	0,7
8	3900	590	кислород	0,60	0,004	4,1	12	22	15×15×2	0,9
9	4000	550	азот	0,33	0,006	2,2	14	30	15×15×2	0,9

Задача 2. В скруббере, орошаемом водой в количестве L , поглощается вещество из газо-воздушной смеси с содержанием извлекаемого компонента y_H . Расход инертного носителя V_0 (считая при нормальных условиях). В скруббере улавливается s_n – доля исходного количества вещества. Избыточное давление в скруббере $P_{изб}$; температура – t . Уравнение линии равновесия в относительных мольных концентрациях $Y^* = mX$. Найти основные размеры скруббера, заполненного керамическими кольцами с размерами B . Скорость газа равна 0,75 от скорости захлебывания. Коэффициент смоченности насадки ψ . Коэффициент массопередачи K_y , $\frac{\text{кмоль}}{\text{м}^2 \cdot \text{ч}} \frac{\text{кмоль погл. комп.}}{\text{кмоль воздуха}}$. Данные для

расчета принять по табл. 2.

Таблица 2

№ вар.	V_o , м ³ /ч	L , м ³ /ч	y_n , об. доли	c_n	m	$P_{изб}$, МПа	t , °С	K_y	B , мм	Ψ
0	2600	1000	0,35	0,94	0,86	0,1	10	0,4	15×15×2	0,3
1	3300	1200	0,27	0,96	1,12	1,2	12	0,6	25×25×3	0,7
2	4200	1500	0,24	0,9	1,1	4,1	15	0,8	25×25×3	0,7
3	5500	2000	0,32	0,98	0,77	0,5	13	0,35	35×35×4	0,8
4	5000	1200	0,30	0,93	0,64	0,18	14	0,74	35×35×2,5	0,7
5	3600	1500	0,26	0,93	0,79	0,72	17	0,48	35×35×4	0,65
6	4000	2000	0,24	0,91	0,83	0,15	16	0,56	35×35×4	0,75
7	3600	1450	0,25	0,9	1,16	0,36	10	0,64	25×25×3	0,7
8	3900	1400	0,60	0,98	0,94	0,41	12	0,29	15×15×2	0,9
9	4100	1700	0,33	0,92	0,76	0,69	14	0,47	15×15×2	0,9

Задача 3. В скруббере с насадкой из керамических колец с размером B (внавал) производится поглощение из газовой смеси вещества A водой под избыточным давлением $P_{изб}$ при температуре t . Средняя мольная масса газа M . Динамический коэффициент вязкости газа при заданных условиях μ_G , коэффициент диффузии в инертной части газа D_G . Расход газовой смеси V_o , считая при нормальных условиях. Подача воды L . Диаметр аппарата D . Коэффициент смоченности насадки ψ . Определить общую высоту единицы переноса. Данные для расчета принять по табл. 3.

Задача 4. В насадочном абсорбере производится поглощение компонента A из газовой смеси под избыточным давлением $P_{изб}$. Температура в абсорбере t , фиктивная скорость газа – w , средняя мольная масса газа M_G , кг/кмоль. Абсорбер заполнен насадкой B с размерами C . Определить коэффициент массоотдачи для газовой фазы, если абсорбер работает в пленочном режиме. Данные для расчета принять по табл. 4.

Таблица 3

№ вар.	A	V_o , м ³ /ч	L , м ³ /ч	D , м	M_{Γ} , кг/кмоль	$\mu_{\Gamma} \times 10^5$, Па·с	$P_{изб}$, МПа	t , °С	$D_{\Gamma} \times 10^6$, м ² /с	B , мм	Ψ
0	N ₂	2600	1000	1,2	26	1,25	1,0	10	1,8	15×15×2	0,9
1	NH ₃	3300	1200	1,5	44	1,34	1,8	12	1,9	25×25×3	0,8
2	H ₂	4200	1500	1,8	15	1,42	1,9	15	2,1	25×25×3	0,7
3	SO ₂	5500	2000	2,2	26	1,31	1,6	13	1,75	35×35×4	0,6
4	O ₂	5000	1200	1,5	22	1,31	2,4	14	1,64	35×35×4	0,5
5	Cl ₂	3600	1500	2,0	26	1,43	2,2	17	1,71	35×35×4	0,6
6	H ₂ S	4000	2000	1,7	26	1,56	1,8	16	1,59	35×35×4	0,7
7	H ₂	3600	1450	1,6	20	1,15	2,4	10	1,48	25×25×3	0,8
8	SO ₂	3900	1400	1,5	27	1,22	1,3	12	1,8	15×15×2	0,9
9	H ₂ S	4100	1700	1,9	20	1,41	1,4	14	2,1	15×15×2	0,8

Таблица 4

№ вар.	A	W , м/с	$P_{изб}$, МПа	M_{Γ} , кг/кмоль	t , °С	C , мм	B
0	N ₂	0,41	0	26	25	15×15×2	кольца керамические
1	NH ₃	0,39	0,18	44	24	25×25×3	кольца керамические
2	H ₂	0,44	0,25	15	22	25×25×3	кольца керамические
3	SO ₂	0,31	0,31	26	14	35×35×4	кольца керамические
4	O ₂	0,5	1,1	22	16	35×35×4	кольца керамические
5	HCl	0,33	0,53	26	26	42,6	кокс кусковой
6	CO ₂	0,42	0,71	26	30	40,8	кокс кусковой
7	H ₂	0,31	0,11	20	12	28,1	кокс кусковой
8	SO ₂	0,33	0,32	27	26	43,3	кокс кусковой
9	NH ₃	0,44	0,56	20	25	28,6	кокс кусковой

Задача 5. В тарельчатом абсорбере водой с расходом 1500 м³/ч поглощается газ из газо-воздушной смеси при избыточном давлении $P_{изб}$ и температуре t . Начальная концентрация газа в смеси y_H . Степень извлечения s_n , расход воздуха V_o , считая при нормальных условиях. Уравнение линии равновесия в относительных мольных концентрациях $Y^* = mX$, фиктивная скорость газа w , расстояние между тарелками h , средний КПД тарелок η . Определить число тарелок, среднюю движущую силу и размеры абсорбера. Коэффициент избытка поглотителя принять равным $\varphi = 1,3$. Данные для расчета принять по табл. 5.

Таблица 5

№ вар.	$V_o, \text{м}^3/\text{ч}$	$w, \text{м/с}$	$y_n,$ об. доли	c_n	$P_{\text{изб}}, \text{МПа}$	$t, \text{°C}$	m	$h, \text{м}$	η
0	100000	0,41	0,035	0,90	1,0	18	0,86	0,54	0,71
1	120000	0,39	0,045	0,92	0,6	30	1,12	0,56	0,71
2	65000	0,44	0,042	0,93	0,7	26	0,64	0,62	0,63
3	73000	0,31	0,033	0,91	0,5	16	0,79	0,61	0,65
4	52000	0,5	0,056	0,90	0,6	20	0,86	0,35	0,64
5	58000	0,33	0,064	0,96	0,5	25	0,94	0,40	0,66
6	44000	0,42	0,060	0,92	0,7	28	1,21	0,44	0,73
7	39000	0,31	0,062	0,94	0,4	20	0,94	0,60	0,72
8	28000	0,33	0,044	0,91	0,8	18	0,77	0,4	0,61
9	91000	0,44	0,038	0,92	0,9	25	0,86	0,45	0,67

МЕТОДИЧЕСКИЕ УКАЗАНИЯ К РЕШЕНИЮ ЗАДАЧ ПО РАЗДЕЛУ «АБСОРБЦИЯ»

Задача 1.

1. Вычисляем суммарную поверхность всех колец, удельная поверхность которых $\sigma, \text{м}^2/\text{м}^3$, и насыпная плотность $\rho_n, \text{кг}/\text{м}^3$, могут быть определены по [5, табл. XVII]:

$$F = \frac{G_{\Gamma}}{\psi \rho_n} \sigma, \text{м}^2.$$

2. Определяем количество поглощенного компонента по зависимости

$$V_{\text{погл}} = V_n - V_k, \text{м}^3/\text{ч},$$

где V_n – начальное содержание поглощаемого компонента; V_k – конечное содержание поглощаемого компонента;

$$V_n = Vy_n, \text{м}^3/\text{ч}; \quad V_k = Vy_k, \text{м}^3/\text{ч}.$$

3. Массовый расход поглощаемого компонента

$$M = \frac{V_{\text{погл}} 273}{(t + 273)} \rho_o, \text{кг}/\text{ч},$$

где ρ_o – плотность газа при нормальных условиях, $\text{кг}/\text{м}^3$ [5, табл. V].

4. Парциальное давление поглощаемого компонента на входе в скруббер

$$p_n = P_{\text{абс}} y_n, \text{МПа}.$$

5. Мольная доля поглощаемого компонента в поглотителе, вытекающем из скруббера:

$$x_k = \frac{M / M_A}{\frac{M}{M_A} + \frac{L\rho_B}{18}},$$

где M_A – мольная масса поглощаемого компонента, кг/кмоль, [5, табл. V]; ρ_B – плотность воды при температуре t °С, кг/м³ [5, табл. IV].

6. Парциальное давление поглощаемого компонента в газе на выходе из скруббера

$$p_k = P_{абс} y_k, \text{ МПа.}$$

7. Парциальное давление поглощаемого компонента в газе, равновесном с жидкостью, вытекающей из скруббера

$$p_H^* = E x_H, \text{ МПа,}$$

где E – константа Генри, МПа, при температуре t °С [5, табл. XLI].

8. Движущая сила процесса

$$\Delta p_k = p_k - 0, \Delta p_H = p_H - p_H^*, \Delta p_{cp} = \frac{\Delta p_H - \Delta p_k}{2,31g \frac{\Delta p_H}{\Delta p_k}}, \text{ МПа.}$$

9. Коэффициент массопередачи

$$K_{\Delta p} = \frac{M}{10^6 F \Delta p_{cp}}, \text{ кг/(ч}\cdot\text{м}^2\cdot\text{МПа).}$$

При расчетах в качестве примера может быть использовано [5, пример 6.9].

Задача 2.

1. Количество поглощаемого компонента

$$M = \frac{V_o y_H c_n}{(1 - y_H) 22,4}, \text{ кмоль/ч.}$$

2. Конечная концентрация поглощаемого компонента в воде, вытекающей из скруббера:

$$x_k = \frac{M}{L\rho_B / 18},$$

где ρ_B – плотность воды при температуре t , кг/м³ [5, табл. IV].

3. Пересчет начальных и конечных концентраций поглощаемого компонента из объемных долей в относительные мольные концентрации

$$Y_H = \frac{y_H}{1 - y_H}; \quad Y_K = \frac{y_H(1 - c_n)}{1 - y_K}.$$

4. Начальная и конечная движущая сила

$$\Delta Y_H = Y_H - Y_H^*, \quad \Delta Y_K = Y_K - Y_K^* = Y_K - 0 = Y_K,$$

где Y_H^* определяется из уравнения линии равновесия как $Y_H^* = mX_K$.

5. Средняя движущая сила

$$\Delta Y_{cp} = \frac{\Delta Y_H - \Delta Y_K}{2,31g \frac{\Delta Y_H}{\Delta Y_K}}.$$

6. Поверхность массопередачи

$$F = \frac{M}{K_y \Delta Y_{cp}}, \text{ м}^2.$$

7. Объем слоя насадки, необходимый для создания рассчитанной поверхности массопередачи

$$V_{нас} = H_{нас} S = \frac{F}{\sigma \psi}, \text{ м}^3,$$

где значения σ , $\text{м}^2/\text{м}^3$, принимаются по [5, табл. XVII].

8. Фиктивная скорость газа в точке инверсии w , $\text{м}/\text{с}$, определяется из уравнения

$$\lg \left(\frac{w_3^2 \sigma \rho_\Gamma \mu_B^{0,16}}{g V_{св}^3 \rho_B} \right) = 0,022 - 1,75 \left(\frac{L}{G} \right)^{0,25} \left(\frac{\rho_\Gamma}{\rho_B} \right)^{0,125},$$

где g – ускорение свободного падения, $\text{м}/\text{с}^2$; $V_{св}$ – свободный объем насадки, принимается по [5, табл. XVII]; ρ_Γ и ρ_B – плотности газа и воды при температуре t , $\text{кг}/\text{м}^3$;

$$\rho_\Gamma = (1 - y_H) 1,293 \frac{273(P_{изб} + 0,1)}{(t + 273) \cdot 0,1};$$

μ_B – вязкость воды, $\text{мПа} \cdot \text{с}$, при температуре t , принимается по [5, табл. VI]; L – расход воды, $\text{кг}/\text{ч}$; G – расход воздуха, $\text{кг}/\text{ч}$, $G = 1,293V_o$.

9. Рабочая фиктивная скорость газа

$$w = 0,75w_3, \text{ м}/\text{с}.$$

10. Площадь поперечного сечения скруббера

$$S = \frac{V_o (1 + y_H) \frac{273}{(1 + 273)} \frac{(P_{\text{изб}} + 0,1)}{0,1}}{3600w}, \text{ м}^2,$$

отсюда диаметр скруббера

$$D = \sqrt{\frac{S}{0,785}}, \text{ м.}$$

11. Требуемая высота насадки

$$H_{\text{нас}} = \frac{V_{\text{нас}}}{S}, \text{ м.}$$

При расчетах в качестве примера может быть использовано [5, пример 6.8].

Задача 3.

1. Определяем параметры насадки по [5, табл. XVII] и рассчитываем эквивалентный диаметр

$$d_{\text{экв}} = \frac{4V_{\text{св}}}{\sigma}, \text{ м.}$$

2. Критерий Рейнольдса и Прандтля для газовой фазы

$$\text{Re}_\Gamma = \frac{4w\rho_\Gamma}{\sigma\mu_\Gamma}; \quad \text{Pr}_\Gamma = \frac{\mu_\Gamma}{\rho_\Gamma D_\Gamma},$$

где ρ_Γ – плотность газа, кг/м^3 ;

$$\rho_\Gamma = \frac{M_\Gamma (P_{\text{изб}} + 0,1) 273}{0,1 \cdot 22,4(273 + t)};$$

$$w = \frac{V}{0,785D^2}, \text{ м/с}; \quad V = V_o \frac{0,1(273 + t)}{3600(P_{\text{изб}} + 0,1)273}, \text{ м}^3/\text{с.}$$

3. Высота единицы переноса по газовой фазе

$$h_y = 0,615d_y \text{Re}_\Gamma^{0,345} \text{Pr}_\Gamma^{0,67}, \text{ м.}$$

4. Приведенная толщина жидкой пленки

$$\delta_{\text{пр}} = \left(\frac{\mu_B^2}{\rho_B^2 g} \right)^{1/3}, \text{ м,}$$

где μ_B , $\text{Па}\cdot\text{с}$, и ρ_B , кг/м^3 – вязкость и плотность воды при температуре t , принимаются по [5, табл. VI и XXXIX].

5. Критерии Рейнольдса и Прандтля для жидкой фазы

$$\text{Re}_{\text{ж}} = \frac{4L}{S\sigma\psi\mu_{\text{в}}}, \quad \text{Pr}_{\text{ж}} = \frac{\mu_{\text{в}}}{\rho_{\text{в}}D_{\text{в}}},$$

где $S = 0,785d^2$; $D_{\text{в}}$ – коэффициент диффузии газа в воде, м²/с [5, табл. XLIII].

6. Высота единицы переноса по жидкой фазе

$$h_x = 119\delta_{\text{пр}} \text{Re}_{\text{в}}^{0,25} (\text{Pr}_{\text{в}})^{0,5}, \text{ м.}$$

7. Общая высота единицы переноса

$$h_{\text{оу}} = h_y + \frac{mG'}{L'} h_x, \text{ м,}$$

где m – коэффициент распределения,

$$m = \frac{E}{P_{\text{изб}} + 0,1},$$

где E – константа Генри для водных растворов газов, МПа;

$\frac{G'}{L'}$ – отношение мольных расходов газа и жидкости; $G' = \frac{V_0}{22,4 \cdot S}$,

кмоль/м²·ч, $L' = \frac{L\rho_{\text{в}}}{18S}$, кмоль/м²·ч.

При расчетах в качестве примера может быть использовано [5, пример 6.14].

Задача 4.

1. Критерий Рейнольдса и Прандтля для газовой фазы

$$\text{Re}_{\text{г}} = \frac{4w\rho_{\text{г}}}{\sigma\mu_{\text{г}}}; \quad \text{Pr}_{\text{г}} = \frac{\mu_{\text{г}}}{\rho_{\text{г}}D_{\text{г}}},$$

где $\rho_{\text{г}}$ – плотность газа при нормальных условиях, кг/м³,

$$\rho_{\text{г}} = \frac{M_{\text{г}}(P_{\text{изб}} + 0,1)273}{0,1 \cdot 22,4(273 + t)},$$

где $M_{\text{г}}$ – мольная масса газа, кг/кмоль; $\mu_{\text{г}}$ – динамический коэффициент вязкости газа, Па·с [5, рис. VI]; $D_{\text{г}}$ – коэффициент диффузии газа в жидкости, м²/с [5, табл. XLII].

Значения σ (удельной поверхности насадки, м²/м³) принимаются по [5, табл. XVII].

2. Диффузионный критерий Нуссельта

$$\text{Nu} = 0,407 \text{Re}_{\text{г}}^{0,655} (\text{Pr}_{\text{г}})^{0,33}.$$

3. Коэффициент массоотдачи

$$\beta_{\Gamma} = \frac{Nu'_D D_{\Gamma}}{d_3}, \text{ м/с}; \quad d_{\text{ЭКВ}} = \frac{4V_{\text{СВ}}}{\sigma}, \text{ м},$$

где $V_{\text{СВ}}$ – свободный объем насадки, принимается по [5, табл. XVII].

Задача 5.

1. Определение количества поглощаемого компонента

$$M = \frac{V_0 y_{\text{H}} c_n}{22,4(1 - y_{\text{H}})}, \text{ кмоль/ч.}$$

2. Начальная и конечная концентрация поглощаемого компонента в воздухе в относительных мольных долях

$$Y_{\text{H}} = \frac{y_{\text{H}}}{1 - y_{\text{H}}}; \quad Y_{\text{K}} = \frac{y_{\text{H}}(1 - c_n)}{1 - y_{\text{H}}}.$$

3. Принимая начальную концентрацию поглощаемого компонента в воде равной 0, определяем минимальный расход поглотителя

$$L_{\text{min}} = \frac{M}{X_{\text{K}}^*}, \text{ кмоль/ч},$$

где X_{K}^* определяется из уравнения линии равновесия $X_{\text{K}}^* = \frac{Y_{\text{H}}}{m}$; действительный расход поглотителя $L = \phi L_{\text{min}}$, кмоль/ч, и конечную концентрацию газа в поглотителе $X_{\text{K}} = \frac{M}{L/18}$.

4. Строим рабочую и равновесную линии, откладывая на осях координат относительные мольные концентрации.

5. Определение средней движущей силы абсорбции

$$\Delta Y_{\text{ср}} = \frac{\Delta Y_{\text{H}} - \Delta Y_{\text{K}}}{2,3 \lg \frac{\Delta Y_{\text{H}}}{\Delta Y_{\text{K}}}},$$

где $\Delta Y_{\text{H}} = Y_{\text{H}} - Y_{\text{H}}^*$, где Y_{H}^* – ордината точки линии равновесия, абсцисса которой равна X_{K} ; $\Delta Y_{\text{K}} = Y_{\text{K}} - 0 = Y_{\text{K}}$.

6. Графическим методом определяем число теоретических ступеней изменения концентрации n_{T} [5, рис. 6.4].

7. Действительное число ступеней изменения концентрации

$$n_D = \frac{n_T}{\eta}.$$

8. Высота тарельчатой части абсорбера $H_T = n_D h$, м.

9. Площадь поперечного сечения абсорбера $S = \frac{V}{3600w}$, м²,

где V – расход газа при рабочих условиях, м³/с,

$$V = V_0 \frac{(t + 273)0,1}{273(P_{изб} + 0,1)} (1 + y_H),$$

откуда диаметр абсорбера $d = \sqrt{S/0,785}$, м.

При расчетах в качестве примера может быть использовано [5, пример 6.8].

РЕКТИФИКАЦИЯ

Задача 1. Определить число теоретических тарелок в ректификационной колонне непрерывного действия для разделения бинарной смеси (компоненты A и B) под атмосферным давлением. Содержание низкокипящего компонента (НКК) в питании колонны $\overline{x_F}$ (мас. доли), в дистилляте – $\overline{x_D}$, в кубовой жидкости – $\overline{x_W}$. КПД тарелки η . Коэффициент избытка флегмы $\phi = 1,3$. Данные для расчета принять по табл. 6.

Таблица 6

№ вар.	A	B	$\overline{x_F}$	$\overline{x_D}$	$\overline{x_W}$	η
0	метанол	вода	0,25	0,96	0,021	0,5
1	хлороформ	бензол	0,30	0,95	0,033	0,6
2	вода	уксусная кислота	0,31	0,94	0,035	0,7
3	азот	кислород	0,32	0,93	0,041	0,8
4	метанол	вода	0,26	0,91	0,037	0,75
5	хлороформ	бензол	0,27	0,90	0,025	0,55
6	вода	уксусная кислота	0,28	0,92	0,026	0,65
7	азот	кислород	0,33	0,94	0,030	0,55
8	метанол	вода	0,34	0,95	0,031	0,45
9	хлороформ	бензол	0,35	0,97	0,032	0,8

Задача 2. В ректификационную колонну подается G_F исходной смеси, содержащей x_F (мольные доли) компонента A , остальное – компонент B . Концентрация кубового остатка – x_W , дистиллята – x_D ,

число флегмы – R . В качестве насадки применена насадка H с размерами C . Колонна работает в режиме эмульгирования. Определить высоту и диаметр верхней части колонны, если процесс идет при атмосферном давлении. Вязкость паров $\mu_{\text{п}}$ принять равной $1,2 \cdot 10^{-5}$ Па·с. Данные для расчета принять по табл. 7.

Таблица 7

№ вар.	G_F , кг/ч	A	B	x_F	x_D	x_W	R	H	C , мм
0	2000	метанол	вода	0,25	0,96	0,02	1,8	кольца керамические	15×15×2
1	1800	хлороформ	бензол	0,46	0,94	0,03	3,2	кольца керамические	25×25×3
2	1600	вода	уксусная кислота	0,38	0,92	0,04	2,7	кольца керамические	35×35×4
3	1500	метанол	вода	0,60	0,65	0,05	3,3	кольца керамические	50×50×5
4	1400	хлороформ	бензол	0,26	0,94	0,01	2,2	кольца стальные	50×50×1
5	1300	вода	уксусная кислота	0,30	0,98	0,02	1,7	кокс кусковой	42,6
6	1600	метанол	вода	0,36	0,91	0,03	1,6	кокс кусковой	40,8
7	1500	хлороформ	бензол	0,29	0,93	0,04	2,1	кольца фарфоровые	8×8×15
8	1400	вода	уксусная кислота	0,25	0,92	0,05	2,4	кокс кусковой	28,6
9	1800	метанол	вода	0,60	0,97	0,02	2,5	кокс кусковой	24,4

Задача 3. Рассчитать расход греющего пара и охлаждающей воды в ректификационной колонне, работающей при атмосферном давлении, в которой разгоняется бинарная смесь в количестве G_F , содержащая $\overline{x_F}$ (мас. доли) компонента A , остальное – компонент B . Требуемое содержание компонента A в кубовом остатке – $\overline{x_W}$ (мас. доли). Уравнение рабочей линии верхней части колонны $y = kx + b$. Исходная смесь подогревается в подогревателе от 15 °С до температуры кипения. Температуру греющего пара принять на 20 % выше температуры кипения чистого компонента B . Охлаждающая вода нагревается на 20 °С. Тепловые потери составляют 5 % от полезно затрачиваемой теплоты. Данные для расчета принять по табл. 8.

Таблица 8

№ вар.	<i>A</i>	<i>B</i>	G_F , т/ч	\overline{x}_F	<i>k</i>	<i>b</i>	\overline{x}_W
0	метанол	вода	10,5	0,3	0,81	0,21	0,011
1	ацетон	анилин	11,6	0,2	0,85	0,15	0,009
2	бензол	анилин	12,4	0,4	0,91	0,17	0,008
3	хлороформ	бензол	9,8	0,35	0,77	0,14	0,012
4	вода	уксусная кислота	11,3	0,33	0,79	0,20	0,006
5	бензол	толуол	10,6	0,25	0,83	0,21	0,007
6	метанол	вода	13,1	0,28	0,90	0,18	0,004
7	ацетон	анилин	12,7	0,37	0,80	0,20	0,005
8	бензол	анилин	11,3	0,22	0,76	0,19	0,003
9	хлороформ	бензол	10,4	0,31	0,80	0,16	0,002

Задача 4. В ректификационную колонну подается G_F исходной смеси, содержащей x_F (мольные доли) компонента *A*, остальное – компонент *B*. Концентрация кубового остатка – x_W , дистиллята – x_D , число флегмы – *R*. В качестве насадки применена насадка *H* с размерами *C*. Колонна работает в режиме эмульгирования. Определить высоту и диаметр нижней части колонны, если процесс идет при атмосферном давлении. Вязкость паров $\mu_{\text{п}}$ принять равной $1,2 \cdot 10^{-5}$ Па·с. Данные для расчета принять по табл. 9.

Таблица 9

№ вар.	G_F , кг/ч	<i>A</i>	<i>B</i>	x_F	x_D	x_W	<i>R</i>	<i>C</i> , мм
0	1600	метанол	вода	0,6	0,96	0,02	1,8	15×15×2
1	1800	хлороформ	бензол	0,25	0,94	0,03	3,2	25×25×3
2	1400	вода	уксусная кислота	0,40	0,92	0,04	2,7	35×35×4
3	1500	метанол	вода	0,25	0,65	0,05	3,3	50×50×5
4	1200	хлороформ	бензол	0,30	0,94	0,01	2,2	15×15×2
5	1300	вода	уксусная кислота	0,70	0,98	0,02	1,7	25×25×3
6	1250	метанол	вода	0,28	0,91	0,03	1,6	35×35×4
7	2000	хлороформ	бензол	0,30	0,93	0,04	2,1	50×50×5
8	1600	вода	уксусная кислота	0,50	0,92	0,05	2,4	15×15×2
9	1450	метанол	вода	0,35	0,97	0,02	2,5	25×25×3

Задача 5. Рассчитать верхний диаметр и высоту тарельчатой части ректификационной колонны, в которой разгоняется под атмосферным давлением G_F смеси, содержащей \overline{x}_F метанола (мас. доли). Уравнение рабочей линии верхней части колонны $y = kx + b$, в кубовом остатке содержится \overline{x}_W метанола. Тарелки ситчатые, расстояние между ними $h_T = 0,35$ м. Средний КПД тарелки η . Данные для расчета принять по табл. 10.

Таблица 10

№ вар.	G_F , кг/ч	\bar{x}_F	\bar{x}_W	k	b	η
0	12,3	0,30	0,061	0,76	0,38	0,64
1	11,7	0,20	0,041	0,81	0,4	0,71
2	9,8	0,33	0,039	0,80	0,26	0,66
3	9,6	0,26	0,037	0,71	0,49	0,68
4	10,5	0,44	0,047	0,86	0,3	0,61
5	11,4	0,49	0,060	0,73	0,31	0,70
6	12,3	0,30	0,032	0,77	0,31	0,61
7	11,6	0,24	0,033	0,77	0,31	0,69
8	9,7	0,41	0,041	0,74	0,37	0,66
9	9,1	0,51	0,021	0,84	0,26	0,62

МЕТОДИЧЕСКИЕ УКАЗАНИЯ К РЕШЕНИЮ ЗАДАЧ ПО РАЗДЕЛУ «РЕКТИФИКАЦИЯ»

Задача 1.

1. Пересчет концентраций исходной смеси, дистиллята и кубового остатка из массовых в мольные доли

$$x = \frac{\bar{x} / M_A}{\frac{\bar{x}}{M_A} + \frac{1 - \bar{x}}{M_B}},$$

где \bar{x} – массовая доля компонента A в смеси; M_A и M_B – молекулярная масса компонента A и B .

2. По данным [5, табл. XLVII] для заданной смеси строим кривую равновесия в координатах $y^* - x$ [5, рис. 7.7].

3. Определяем минимальное флегмовое число

$$R_{\min} = \frac{x_D - y_F^*}{y_F^* - x_F},$$

где значение y_F^* определяем по кривой равновесия при x_F .

4. Действительное флегмовое число $R_D = \phi R_{\min} + 0,3$.

5. Строим рабочие линии, откладывая на оси абсцисс мольные концентрации дистиллята, кубовой и исходной жидкости [5, рис. 7.9].

6. Графическое определение числа ступеней изменения концентрации построением ломаной линии (начиная от верхней точки с координатами (x_D, y_D)) [5, рис. 7.9]. Число ступеней ломаной линии соответствует числу теоретических ступеней изменений концентрации n_T .

7. Число действительных тарелок $n_D = \frac{n_T}{\eta}$.

При расчетах в качестве примера может быть использовано [5, пример 7.10].

Задача 2.

1. Определяем средний состав жидкости в верхней части колонны $x_{\text{ср}} = (x_F + x_D) / 2$. Температуру жидкости $t_{\text{ж}}$ принимаем по $x_{\text{ср}}$ по данным [5, табл. XLVII]. По данным [5, табл. IV, VI, IX] при $t_{\text{ж}}$ определяем вязкость и плотность компонентов бинарной смеси A и B .

2. Определяем вязкость жидкости $\mu_{\text{ж}}$, Па·с, по формуле

$$\lg \mu_{\text{ж}} = x_{\text{ср}} \lg \mu_{\text{ж}A} + (1 - x_{\text{ср}}) \lg \mu_{\text{ж}B}.$$

3. Определяем плотность жидкости $\rho_{\text{ж}}$, кг/м³, по формуле

$$\frac{1}{\rho_{\text{ж}}} = \frac{x_{\text{ср}}}{\rho_{\text{ж}A}} + \frac{(1 - x_{\text{ср}})}{\rho_{\text{ж}B}}, \quad x_{\text{ср}} = \frac{M_A x_{\text{ср}}}{M_A x_{\text{ср}} + M_B (1 - x_{\text{ср}})},$$

где M_A и M_B – молярные массы компонентов A и B .

4. Производим построение равновесной и рабочих линий процесса ректификации, используя данные [5, табл. XLVII]. В качестве примера используем [5, рис. 7.3]. Из графика определяем составы пара y_F и y_D , соответствующие значениям x_F и x_D . Средний состав пара рассчитываем по формуле $y_{\text{ср}} = \frac{y_F + y_D}{2}$. Температуру пара $t_{\text{п}}$, °С, принимаем по $y_{\text{ср}}$ по данным [5, табл. XLVII]. Определяем при этой температуре плотность пара

$$\rho_{\text{п}} = \frac{(M_A y_{\text{ср}} + M_B (1 - y_{\text{ср}})) 273}{22,4 (t_{\text{п}} + 273)}, \text{ кг/м}^3.$$

5. Определяем соотношение $\frac{L}{G} = \frac{R}{R+1} \frac{M_{\text{ж}}}{M_{\text{п}}}$,

где $M_{\text{ж}}$ и $M_{\text{п}}$ – молярные массы жидкости и паров;

$$M_{\text{ж}} = M_A x_{\text{ср}} + M_B (1 - x_{\text{ср}}), \quad M_{\text{п}} = M_A y_{\text{ср}} + M_B (1 - y_{\text{ср}}).$$

6. Определяем скорость пара w , м/с, по формуле

$$\lg \left(\frac{w^2 \sigma \rho_{\text{п}} \mu_{\text{ж}}^{0,16}}{g V_{\text{св}}^3 \rho_{\text{ж}}} \right) = -0,125 - 1,75 \left(\frac{L}{G} \right)^{0,25} \left(\frac{\rho_{\text{п}}}{\rho_{\text{ж}}} \right)^{0,125},$$

где $\mu_{ж}$ – динамический коэффициент вязкости жидкости, мПа·с; g – ускорение свободного падения, м/с²; $V_{св}$ и σ , м²/м³ – свободный объем и удельная поверхность насадки принимаются по [5, табл. XVII].

7. Проводим касательную к равновесной кривой в точке с абсциссой $x_{ср}$. Определяем тангенс угла наклона проведенной касательной. Значение тангенса угла наклона касательной равно m (коэффициент распределения).

8. Графическим методом определяем число ступеней изменения концентрации n_T в диапазоне от x_F до x_D . В качестве примера использовать [5, рис. 7.3].

9. Определяем высоту насадки, эквивалентную теоретической ступени изменения концентрации:

$$h_3 = 5,2 \frac{V_{св}}{\sigma} \left(\frac{4w\rho_{п}}{\sigma\mu_{п}} \right)^{0,2} \left(\frac{R+1}{R} \right)^{0,35} \left(\frac{\rho_{ж}}{\rho_{п}} \right)^{0,2} \frac{\lg \frac{R}{m(R+1)}}{1 - \frac{m(R+1)}{R}}, \text{ м.}$$

10. Находим требуемую высоту насадки $H_H = h_3 n_T$, м.

11. Для определения диаметра колонны находим мольный расход питания по уравнению $G'_F = \frac{G_F}{x_F M_A + (1-x_F) M_B}$, кмоль/ч, а из уравнений материального баланса колонны определяем мольный расход дистиллята G'_D , решая систему двух линейных уравнений с двумя неизвестными:

$$\begin{cases} G'_F = G'_D + G'_W \\ G'_F x_F = G'_D x_D + G'_W x_W \end{cases}.$$

12. Определяем расход пара в верхней части колонны

$$V = \frac{G'_D (R+1) 22,4 (273 + t_{п})}{273 \cdot 3600}, \text{ м}^3/\text{с.}$$

13. Находим требуемый диаметр колонны

$$D = \sqrt{\frac{V}{0,785w}}, \text{ м.}$$

При расчетах в качестве примера может быть использовано [5, пример 7.15].

Задача 3.

1. Из уравнения рабочей линии определяем флегмовое число R и мольную концентрацию низкокипящего компонента в дистилляте x_D , т. к.

$$\frac{R}{R+1} = k, \quad \frac{x_D}{R+1} = b.$$

2. Проводим пересчет концентраций из массовых долей в мольные по зависимости

$$x = \frac{\frac{\bar{x}}{M_A}}{\frac{\bar{x}}{M_A} + \frac{1-\bar{x}}{M_B}},$$

где \bar{x} – массовая доля компонента A в смеси; M_A и M_B – молекулярная масса компонента A и B [5, табл. XLIV].

3. Из уравнений материального баланса

$$G_D + G_W = G_F \quad \text{и} \quad G_D \bar{x}_D + G_W \bar{x}_W = G_F \bar{x}_F$$

определяем расход дистиллята G_D , т/ч, и кубового остатка G_W , т/ч.

4. Определяем расход теплоты, отдаваемой охлаждающей воде в дефлегматоре-конденсаторе:

$$Q_D = \frac{G_D(1+R)r_D}{3,6}, \text{ Вт,}$$

где r_D – удельная теплота парообразования (конденсации), Дж/кг [5, табл. XLV]. Для дистиллята r_D можно принять как для чистого компонента A .

5. Рассчитываем расход теплоты, получаемой смесью в испарителе колонны от греющего пара

$$Q_K = 1,05 \left(Q_D + \frac{G_D c_D t_D + G_W c_W t_W - G_F c_F t_F}{3,6} \right), \text{ Вт.}$$

Теплоемкость дистиллята принимаем равной теплоемкости чистого компонента A при температуре его кипения, теплоемкость кубового остатка – теплоемкости чистого компонента B при его температуре кипения, теплоемкость исходной смеси рассчитываем по формуле

$$c_F = \bar{x}_F c_A + (1 - \bar{x}_F) c_B, \text{ Дж/(кг·К),}$$

где c_A и c_B – теплоемкости чистых компонентов при температурах кипения Дж/(кг·К) [5, рис. XI]. Температуры кипения принимаем по [5, табл. XLIV]. Температуру t_D , °С, принимаем равной температуре

кипения чистого компонента A , температуру t_W , °С, принимаем равной температуре кипения чистого компонента B , а $t_F = \frac{t_D + t_W}{2}$.

6. Определяем расход теплоты в паровом подогревателе исходной смеси $Q_{\Pi} = \frac{1,05 [G_F c_F (t_F - t_{\text{нач}})]}{3,6}$, Вт.

7. Определяем расход теплоты, отдаваемой охлаждающей воде в холодильнике дистиллята, по формуле

$$Q'_D = \frac{G_D c_D (t_D - t_{\text{кон}})}{3,6}, \text{ Вт},$$

где $t_{\text{кон}}$ – конечная температура дистиллята, принимаем ее равной 25 °С.

8. Расход теплоты в холодильнике кубового остатка

$$Q'_W = \frac{G_w c_w (t_W - t_{\text{кон}})}{3,6}, \text{ Вт}.$$

9. Рассчитываем суммарный расход греющего пара в кубе-испарителе и в подогревателе исходной смеси по формуле

$$G_{\text{гп}} = \frac{Q_K + Q_{\Pi}}{r_{\text{гп}}}, \text{ кг/с},$$

где $r_{\text{гп}}$ – удельная теплота парообразования насыщенного водяного пара, Дж/кг [5, табл. LVI] при температуре $t_{\text{гп}} = 1,2 t_B^{\text{кип}}$, °С, где $t_B^{\text{кип}}$ °С – температура кипения чистого компонента B [5, табл. XLIV].

10. Определяем суммарный расход охлаждающей воды в дефлегматоре и в водяных холодильниках

$$V_B = \frac{3600 (Q_D + Q'_W + Q'_D)}{c_B (t_{\text{кон}} - t_{\text{нач}}) \rho_B}, \text{ м}^3/\text{ч},$$

где ρ_B – плотность воды, кг/м³; $(t_{\text{нач}} - t_{\text{кон}}) = 20$ °С по условию задачи; c_B – теплоемкость воды, Дж/(кг·град) [5, рис. XI].

При решении этой задачи необходимо привести схему ректификационной установки с указанием материальных и тепловых потоков [5, рис. 7.17].

При расчетах в качестве примера может быть использовано [5, с. 351–361].

Задача 4.

1. Средний состав жидкости в нижней части колонны $x_{cp} = (x_F + x_W) / 2$. Температуру жидкости $t_{ж}$ °С принимаем по x_{cp} по данным [5, табл. XLVII]. По данным [5, табл. IV, VI, IX] при $t_{ж}$ определяем вязкость, Па·с, и плотность, кг/м³, компонентов бинарной смеси A и B .

2. Определяем вязкость жидкости по формуле

$$\lg \mu_{ж} = x_{cp} \lg \mu_{жA} + (1 - x_{cp}) \lg \mu_{жB}.$$

3. Определяем плотность жидкости по формуле

$$\frac{1}{\rho_{ж}} = \frac{x_{cp}}{\rho_{жA}} + \frac{(1 - x_{cp})}{\rho_{жB}},$$

где $x_{cp} = \frac{M_A x_{cp}}{M_A x_{cp} + M_B (1 - x_{cp})}$, где M_A и M_B – мольные массы компонентов A и B .

4. Производим построение равновесной и рабочих линий процесса ректификации, используя данные [5, табл. XLVII]. В качестве примера используем [5, рис. 7.3]. Из графика определяем составы пара y_F и y_W , соответствующие значениям x_F и x_W . Средний состав пара рассчитываем по формуле $y_{cp} = \frac{y_F + y_W}{2}$. Температуру пара $t_{п}$, °С, принимаем по y_{cp} по данным [5, табл. XLVII]. Определяем при этой

температуре плотность пара $\rho_{п} = \frac{(M_A y_{cp} + M_B (1 - y_{cp})) 273}{22,4(t_{п} + 273)}$, кг/м³.

5. Определяем соотношение $\frac{L}{G} = \frac{R+1}{R+F} \frac{M_{ж}}{M_{п}}$,

где $M_{ж}$ и $M_{п}$ – мольные массы жидкости и паров

$$M_{ж} = M_A x_{cp} + M_B (1 - x_{cp}), \quad M_{п} = M_A y_{cp} + M_B (1 - y_{cp});$$

F – относительный мольный расход питания $F = \frac{G'_F}{G'_D}$; находим моль-

ный расход питания по уравнению $G'_F = \frac{G_F}{x_F M_A + (1 - x_F) M_B}$,

кмоль/ч, а из уравнений материального баланса колонны определяем

мольный расход дистиллята G'_D , решая систему двух линейных уравнений с двумя неизвестными:

$$\begin{cases} G'_F = G'_D + G'_W \\ G'_F x_F = G'_D x_D + G'_W x_W \end{cases}.$$

6. Определяем скорость пара w , м/с, по формуле

$$\lg \left(\frac{w^2 \sigma \rho_{\text{II}} \mu_{\text{ж}}^{0,16}}{g V_{\text{св}}^3 \rho_{\text{ж}}} \right) = -0,125 - 1,75 \left(\frac{L}{G} \right)^{0,25} \left(\frac{\rho_{\text{II}}}{\rho_{\text{ж}}} \right)^{0,125},$$

где $\mu_{\text{ж}}$ – динамический коэффициент вязкости жидкости, мПа·с; g – ускорение свободного падения, м/с²; $V_{\text{св}}$ и σ – свободный объем и удельная поверхность насадки, м²/м³, принимаются по [5, табл. XVII].

7. Проводим касательную к равновесной кривой в точке с абсциссой $x_{\text{ср}}$. Определяем тангенс угла наклона проведенной касательной. Значение тангенса угла и равно m (коэффициент распределения).

8. Графическим методом определяем число ступеней изменения концентрации n_{T} в диапазоне от x_F до x_W . В качестве примера использовать [5, рис. 7.3].

9. Определяем высоту насадки, эквивалентную теоретической ступени изменения концентрации

$$h_3 = 5,2 \frac{V_{\text{св}}}{\sigma} \left(\frac{4w\rho_{\text{II}}}{\sigma\mu_{\text{II}}} \right)^{0,2} \left(\frac{R+1}{R+F} \right)^{0,35} \left(\frac{\rho_{\text{ж}}}{\rho_{\text{II}}} \right)^{0,2} \frac{\lg \frac{R+F}{m(R+1)}}{1 - \frac{m(R+1)}{R+F}}, \text{ м.}$$

10. Находим требуемую высоту насадки $H_{\text{H}} = h_3 n_{\text{T}}$, м.

11. Определяем расход пара в нижней части колонны

$$V = \frac{G'_D (R+1) 22,4 (273 + t_{\text{II}})}{273 \cdot 3600}, \text{ м}^3/\text{с.}$$

12. Находим требуемый диаметр колонны

$$D = \sqrt{\frac{V}{0,785w}}, \text{ м.}$$

При расчетах в качестве примера может быть использовано [5, пример 7.15].

Задача 5.

1. Из уравнения рабочей линии определяем значения флегмового числа R и мольную концентрацию низкокипящего компонента в дистилляте x_D

$$\frac{R}{R+1} = k; \quad \frac{x_D}{R+1} = b,$$

где k и b – коэффициенты из заданного уравнения рабочей линии.

2. Определяем среднюю концентрацию жидкости и пара в верхней части колонны

$$\overline{x_{cp}} = \frac{\overline{x_F} + \overline{x_D}}{2}, \quad x_{cp} = \frac{M_A \overline{x_{cp}}}{M_A \overline{x_{cp}} + M_B (1 - \overline{x_{cp}})}, \quad y_{cp} = kx_{cp} + b.$$

3. По справочным данным [5, табл. XLVII] определяем среднюю температуру пара $t_{п}$, °С.

4. Рассчитываем мольную массу и плотность пара

$$M_{п} = y_{cp} M_A + (1 - y_{cp}) M_B, \quad \rho_{п} = \frac{M_{п} 273}{22,4(t_{п} + 273)} \text{ кг/м}^3,$$

где M_A и M_B – мольные массы компонентов смеси.

5. Температуру жидкости $t_{ж}$ °С принимаем по x_{cp} по данным [5, табл. XLVII]. По данным [5, табл. IV] при $t_{ж}$ определяем плотность компонентов бинарной смеси $\rho_{жA}$ и $\rho_{жB}$, кг/м³.

$$6. \text{ Плотность жидкости в колонне } \frac{1}{\rho_{ж}} = \frac{\overline{x_{cp}}}{\rho_{жA}} + \frac{(1 - \overline{x_{cp}})}{\rho_{жB}}.$$

7. По графику [5, рис. 7.2] для ситчатых тарелок определяем константу C .

$$8. \text{ Скорость пара в верхней части колонны } w = C \sqrt{\frac{\rho_{ж}}{\rho_{п}}}, \text{ м/с.}$$

9. Находим мольный расход питания по уравнению

$$G'_F = \frac{G_F}{x_F M_A + (1 - x_F) M_B}, \text{ кмоль/ч, а из уравнений материального}$$

баланса колонны определяем мольный расход дистиллята G'_D , решая систему двух линейных уравнений с двумя неизвестными

$$\begin{cases} G'_F = G'_D + G'_W \\ G'_F x_F = G'_D x_D + G'_W x_W \end{cases}.$$

где x_F , x_D и x_W – мольные концентрации исходной смеси, дистиллята и кубовой жидкости; пересчет концентраций из массовых в мольные

ведем по формуле
$$x = \frac{M_A \bar{x}}{M_A \bar{x} + M_B (1 - \bar{x})}.$$

10. Объемный расход проходящего через верхнюю часть колонны пара

$$V = \frac{G'_D (R+1) 22,4 (273 + t_{\text{II}})}{273 \cdot 3600}, \text{ м}^3/\text{с}; \text{ м}^3/\text{с}.$$

11. Определяем диаметр верхней части колонны

$$D = \sqrt{\frac{V}{0,785w}}, \text{ м}.$$

12. Производим построение равновесной и рабочих линий процесса ректификации, используя данные [5, табл. XLVII]. В качестве примера используем [5, рис. 7.3]. Графическим методом определяем число ступеней изменения концентрации n_T в диапазоне от x_F до x_D . В качестве примера использовать [5, рис. 7.3]. Находим требуемую высоту верхней части колонны $H_T = h_T n_T$.

ЭКСТРАКЦИЯ

Задача 1. Уксусная кислота экстрагируется изопропиловым эфиром из водного раствора, концентрация которого X . Остаток должен содержать X_1 уксусной кислоты. Определить содержание воды и изопропилового эфира в водном слое, состав равновесного с ним слоя изопропилового эфира, количество уксусной кислоты, при добавлении которой перестает расслаиваться смесь A изопропилового эфира и B воды, количество растворителя, необходимое для обработки G исходной смеси, выход рафината и состав экстракта после удаления из него растворителя, если экстрагирование производится в одну ступень. Определить состав и выход продуктов и число ступеней экстрагирования, если на каждой ступени экстрагирование производится свежим растворителем в количестве, равном массе обрабатываемой смеси. Определить состав и выход продуктов, а также число теоретических ступеней экстрагирования, если экстракцию вести противотоком при соотношении потоков 1:1. Данные принять по табл. 11.

Таблица 11

№ вар.	X, % мас.	X ₁ , % мас.	G, кг	A, кг	B, кг
0	35	6	300	0,1	0,08
1	40	4	500	0,15	0,1
2	39	5	200	0,12	0,07
3	40	4	95	0,2	0,09
4	38	6	100	0,15	0,11
5	41	5	90	0,11	0,12
6	37	6	300	0,12	0,08
7	39	5	200	0,21	0,07
8	40	4	150	0,16	0,08
9	30	4	100	0,14	0,1

МЕТОДИЧЕСКИЕ УКАЗАНИЯ К РЕШЕНИЮ ЗАДАЧИ ПО РАЗДЕЛУ «ЭКСТРАКЦИЯ»

По разделу «Экстракция» выполняется одна контрольная задача всеми студентами. Перед выполнением этой задачи необходимо ознакомиться с содержанием данного раздела по литературе [1–5].

Данные для построения диаграммы фазовых равновесий имеются, в частности в [5, табл. 8.9]. При решении данной задачи необходимо вначале построить треугольную диаграмму фазовых равновесий и по диаграмме определить все необходимые для решения данные. При построении необходимо выбрать масштаб так, чтобы добиться необходимой точности в определении исходных параметров. Сторона треугольника диаграммы должна быть равна 100 мм. От точности построений во многом зависит точность решения задачи.

При решении задачи можно использовать методику, приведенную в [5, с. 374–380].

СУШКА

Задача 1. В трубе-сушилке высушивается материал в количестве G_H , материал состоит из кристаллов кубической формы с размером грани $a = 1,2$ мм, плотность материала частиц $\rho_T = 1500$ кг/м³, удельная теплоемкость $c_K = 1200$ Дж/(кг·К). Воздух подается из атмосферы при температуре $t_0 = 15$ °С и относительной влажности $\varphi_0 = 60$ %. Температура воздуха после калорифера t_1 , на выходе из сушилки t_2 . Температура кристаллов на входе в сушилку $\vartheta_H = 15$ °С, на выходе ϑ_K . Начальное влагосодержание материалов (на абсолютно сухое вещество) u'_H , конечное – u'_K . Определить время сушки кристаллов. По-

тери теплоты принять равными 5 % от теплоты теоретической сушки. Дать схему процесса на I -х диаграмме. Данные принять по табл. 12.

Таблица 12

№ вар.	G_H , кг/с	t_1 , °C	t_2 , °C	u_H , %	u_K , %	ϑ_K , °C
0	3	94	48	16	1,2	40
1	2	90	46	17	2,1	39
2	2,5	92	49	18	1,1	41
3	4	96	54	14	1,3	44
4	3,7	89	50	15	1,2	40
5	2,7	94	56	13	1,0	42
6	2,6	93	55	16	0,9	44
7	3	91	52	14	1,1	40
8	3,2	96	56	21	1,4	42
9	3,5	97	58	14	1,0	44

Задача 2. В теоретической сушилке высушивается натриевая селитра в количестве G_H воздухом с параметрами: температура на входе в калорифер – t_0 и $\varphi_0 = 60$ %, на выходе – из калорифера t_1 , на выходе из сушилки – t_2 . Материал состоит их частиц круглой формы диаметром $d_{\text{э}} = 1,2$ мм. Влажность материала (% от общей влажности): начальная – u_H , конечная – u_K . Определить основные размеры сушилки, если считать, что все подводимое в калорифере тепло расходуется на испарение влаги, и расход греющего пара, давление которого $P_{\text{абс}}$, если температура материала на входе в сушилку $\vartheta_H = 20$ °C, а на выходе из сушилки – $\vartheta_K = 40$ °C. Дать схему процесса на I -х диаграмме. Данные принять по табл. 13.

Таблица 13

№ вар.	G_H , кг/с	t_0 , °C	t_1 , °C	t_2 , °C	u_H , %	u_K , %	$P_{\text{абс}}$, МПа
0	3	15	98	45	18	1,2	2,5
1	2	18	96	54	14	2,1	3
2	2,5	21	94	56	12	1,1	4,5
3	4	10	96	58	16	1,3	4
4	3,7	22	92	53	15	1,2	3
5	2,7	18	90	55	13	1,0	2,5
6	2,6	16	94	48	17	0,9	3,5
7	3	24	92	47	15	1,1	2,7
8	3,2	29	96	56	16	1,4	3,5
9	3,5	15	93	58	17	1,0	4,0

Задача 3. В теоретической сушилке высушивается G_H влажного материала с начальной влажностью u_H , считая на абсолют но сухое

вещество, и конечной – u'_K . Показания психрометра для воздуха, поступающего в калорифер, 30 и 20 °С. Воздух на выходе из сушилки имеет температуру t_2 и относительную влажность φ_2 . Определить расход воздуха, греющего пара, требуемое его давление и поверхность калорифера. Температуру греющего пара взять на 15 °С выше температуры воздуха на выходе из калорифера. Дать схему процесса сушки на диаграмме Рамзина. Данные принять по табл. 14.

Таблица 14

№ вар.	$G_{\text{Н}}, \text{ кг/с}$	$\varphi_2, \%$	$t_2, \text{ }^\circ\text{C}$	$u'_\text{Н}, \%$	$u'_\text{К}, \%$
0	3	15	45	18	1,2
1	2	18	54	14	2,1
2	2,5	21	56	12	1,1
3	4	10	58	16	1,3
4	3,7	22	53	15	1,2
5	2,7	18	55	13	1,0
6	2,6	16	48	17	0,9
7	3	24	47	15	1,1
8	3,2	29	56	16	1,4
9	3,5	15	58	17	1,0

Задача 4. Определить расход воздуха, коэффициент теплопередачи в калорифере и производительность теоретической сушилки, если расход пара при давлении $P_{\text{абс}}$ составляет $G_{\text{ГП}}$. Площадь поверхности нагрева в калорифере $F, \text{ м}^2$, атмосферный воздух имеет температуру $t_0 = 20 \text{ }^\circ\text{C}$ и температуру точки росы $t_p = 10 \text{ }^\circ\text{C}$. Процесс сушки идет по линии $I_2 = 110 \text{ кДж/кг}$. Парциальное давление водяного пара во влажном воздухе, покидающем сушилку, – 20 мм рт. ст. Материал имеет влажность на входе в сушилку $u_{\text{Н}}$ (% от общей влажности), на выходе – $u_{\text{К}}$. Дать схему процесса сушки на диаграмме Рамзина. Данные принять по табл. 15.

Таблица 15

№ вар.	$G_{\text{ГП}}, \text{ кг/с}$	$P_{\text{абс}}, \text{ МПа}$	$F, \text{ м}^2$	$u_{\text{Н}}, \%$	$u_{\text{К}}, \%$
0	1,8	0,33	60	46	1,5
1	1,4	0,40	55	50	2,5
2	2	0,20	48	44	3,0
3	1,2	0,40	46	52	3,5
4	1,4	0,35	36	46	4,0
5	1,2	0,30	42	45	4,5
6	2,1	0,20	44	43	4,0
7	1,8	0,35	40	52	3,5
8	1,6	0,25	39	48	5,0
9	2,1	0,40	56	59	6,0

Задача 5. Определить расход сухого воздуха и греющего пара при давлении $P_{\text{абс}}$ и дать схему процесса на диаграмме Рамзина для теоретической сушилки, в которую поступает $G_{\text{Н}}$ влажного материала с начальной влажностью $u_{\text{Н}}'$ %, считая на абсолютно сухое вещество, и конечной – $u_{\text{К}}'$ %. Воздух на выходе имеет температуру 50 °С, а воздух, забираемый из атмосферы, имеет температуру 35 °С и относительную влажность 50 %. В сушильной установке смонтировано 3 калорифера, в каждом из которых воздух нагревается до температуры t_1 . После каждого калорифера воздух в сушилке насыщается до относительной влажности φ_2 . Данные принять по табл. 16.

Таблица 16

№ вар.	$G_{\text{Н}}$, кг/с	$P_{\text{абс}}$, МПа	t_1 , °С	$u_{\text{Н}}'$, %	$u_{\text{К}}'$, %	φ_2 , %
0	1,2	0,35	100	42	3	70
1	1,3	0,25	95	44	7	60
2	1,7	0,30	90	40	6	80
3	1,8	0,20	85	36	5	70
4	20	0,30	80	32	8	70
5	16	0,25	100	38	4	60
6	18	0,30	95	30	2	80
7	14	0,35	90	44	3	70
8	13	0,20	85	36	4	70
9	21	0,25	80	34	2	80

МЕТОДИЧЕСКИЕ УКАЗАНИЯ К РЕШЕНИЮ ЗАДАЧ ПО РАЗДЕЛУ «СУШКА»

Задача 1.

1. По диаграмме Рамзина [5, рис. 10.1] определяем влагосодержание x_0 и энтальпию I_0 , Дж/кг, атмосферного воздуха с параметрами $t_0 = 15$ °С и $\varphi_0 = 60$ %. В качестве примера использовать [5, пример 10.1 и рис. 10.2]. Затем находим энтальпию I_1 , Дж/кг, нагретого до температуры t_1 в калорифере воздуха и влагосодержание x_2' отработанного воздуха. В качестве примера использовать [5, пример 10.3 и рис. 10.4].

2. Расчет удельного расхода теплоты на сушку $q = \frac{I_1 - I_0}{x_2 - x_0}$,

Дж/кг, и количества испаренной влаги $W = G_H \frac{u_H - u_K}{100 - u_K}$, кг/с;

$$u = \frac{100u'}{100 + u'}$$

3. Разность удельных расходов теплоты в действительной и теоретической сушилке

$$\Delta = q_{\text{мат}} + q_{\text{пот}} - c_{\text{в}} \vartheta_{\text{Н}}, \quad q_{\text{мат}} = G_{\text{К}} c_{\text{К}} (\vartheta_{\text{К}} - \vartheta_{\text{Н}}) / W,$$

$$G_{\text{К}} = G_{\text{Н}} - W, \text{ Вт}, \quad q_{\text{пот}} = 0,05q, \text{ Вт},$$

где $c_{\text{в}}$ – теплоемкость воды при температуре $\vartheta_{\text{Н}}$, Дж/(кг·К).

4. Задаемся значением $x = \frac{x_0 + x_2'}{2}$ и находим $I = I_1 - \Delta(x - x_0)$,

Дж/кг.

5. Через точки с координатами $(t_1; I_1)$ и $(x; I)$ проводим линию до пересечения с изотермой t_2 , для точки пересечения находим влагосодержание x_2 .

6. Расход сухого воздуха на сушку $L = \frac{W}{x_2 - x_0}$, кг/с.

7. Расход теплоты, передаваемой воздуху в калорифере

$$Q = L(I_1 - I_0), \text{ Вт}.$$

8. Рассчитываем критерий Архимеда $Ar = \frac{d_3^3 \rho_{\text{Т}} \rho_{\text{В}} g}{\mu_{\text{В}}^2}$,

где $d_3 = \sqrt[3]{\frac{6(10^{-3}a)}{\pi}}$ – эквивалентный диаметр кристалла, м; $\mu_{\text{В}}$ – динамический коэффициент вязкости воздуха при температуре $t = \frac{t_1 + t_2}{2}$, Па·с [5, рис. VI]; $\rho_{\text{В}}$ – плотность воздуха, кг/м³.

9. Пользуясь графиком зависимости $Nu = f(Ar)^{1/3}$ [5, рис. 10.11], находим соответствующее значение критерия Нуссельта.

10. По найденному значению критерия определяем коэффициент

теплоотдачи $\alpha = \frac{Nu \lambda}{d_3}$, Вт/(м²·К),

где λ – коэффициент теплопроводности воздуха при средней температуре, Вт/(м·К) [5, табл. XXX].

11. Определяем число частиц, прошедших через сушилку за одну секунду

$$n = \frac{6G_H}{\pi d_3^3 \rho_T 3600}, \text{ с}^{-1}.$$

12. Определяем общую поверхность частиц $F = n\pi d_3^2$, м²/с.

13. Приближенно, не учитывая время разогрева материала, определяем среднюю разность температур следующим образом

а) определяем разность температур в начале процесса

$$\Delta t_1 = t_1 - \vartheta_1',$$

где ϑ_1' – температура, соответствующая точке пересечения линии, проходящей через точки с координатами $(t_1; I_1), (t_2; x_2)$, с линией $\varphi = 100\%$;

б) разность температур в конце процесса $\Delta t_2 = t_2 - \vartheta_K$;

в) среднюю разность температур $\Delta t_{\text{cp}} = \frac{\Delta t_B - \Delta t_M}{\ln \frac{\Delta t_B}{\Delta t_M}}$,

где Δt_B и Δt_M – большая и меньшая разность температур из рассчитанных по а) и б).

14. Составляем тепловой баланс процесса сушки

$$Q = Q_1 + Q_2 + Q_3, \text{ Вт},$$

где Q_1 – количество тепла, уходящего на нагрев влажного материала,

$$Q_1 = (G_K c_K + W c_B) (\vartheta_1' - \vartheta_H);$$

Q_2 – количество тепла, затрачиваемого на испарение влаги, $Q_2 = Wr$, где r – удельная теплота парообразования, Дж/кг, определяемая по [5,

табл. LVI] при температуре $\vartheta_{\text{cp}} = \frac{\vartheta_H + \vartheta_K}{2}$; c_K – теплоемкость матери-

риала частиц, Дж/(кг·К), Q_3 – количество тепла, идущего на нагрев высушенного материала, $Q_3 = G_K c_K (\vartheta_K - \vartheta_1')$.

15. Определяем продолжительность сушки $\tau = \frac{Q}{\alpha F \Delta t_{\text{cp}}}$, с.

При расчетах в качестве примера может быть использовано [5, пример 10.21].

Задача 2.

1. По диаграмме Рамзина [5, рис. 10.1] определяем влагосодержание x_0 и энтальпию I_0 , Дж/кг, атмосферного воздуха с параметрами t_0 и φ_0 . В качестве примера можно использовать [5, пример 10.1 и рис. 10.2]. Затем находим энтальпию I_1 нагретого до температуры t_1 в калорифере воздуха и влагосодержание x_2 отработанного воздуха. В качестве примера использовать [5, пример 10.3 и рис. 10.4].

2. Расчет удельного расхода теплоты на сушку $q = \frac{I_1 - I_0}{x_2 - x_0}$,

Дж/кг, и количества испаренной влаги $W = G_H \frac{u_H - u_K}{100 - u_K}$, кг/с.

3. Расход сухого воздуха на сушку $L = \frac{W}{x_2 - x_0}$, кг/с.

4. Расход теплоты, передаваемой воздуху в калорифере:

$$Q = L(I_1 - I_0), \text{ Вт.}$$

5. Рассчитываем критерий Архимеда $Ar = \frac{d_3^3 \rho_T \rho_B g}{\mu_B^2}$,

где d_3 – эквивалентный диаметр кристалла, м; μ_B – динамический коэффициент вязкости воздуха, Па·с, при температуре t [5, рис. VI],

$t = \frac{t_1 + t_2}{2}$; ρ_B – плотность воздуха, кг/м³; ρ_T – плотность селитры, кг/м³ [5, табл. III].

6. Пользуясь графиком зависимости $Nu = f(Ar)^{1/3}$ [5, рис. 10.11], находим соответствующее значение критерия Нуссельта.

7. По найденному значению критерия определяем коэффициент

теплоотдачи $\alpha = \frac{Nu \lambda}{d_3}$, Вт/м²·К,

где λ – коэффициент теплопроводности воздуха при средней температуре, Вт/(м·К) [5, табл. XXX].

8. Определяем число частиц, прошедших через сушилку за 1 секунду

$$n = \frac{6G_H}{\pi d_3^3 \rho_T 3600}, \text{ с}^{-1}.$$

9. Определяем общую поверхность частиц $F = n \pi d_3^2$, м²/с.

10. Определяем среднюю разность температур следующим образом:

а) определяем разность температур в начале процесса

$$\Delta t_1 = t_1 - \vartheta_H,$$

б) разность температур в конце процесса $\Delta t_2 = t_2 - \vartheta_K$;

в) среднюю разность температур $\Delta t_{\text{ср}} = \frac{\Delta t_B - \Delta t_M}{\ln \frac{\Delta t_B}{\Delta t_M}}$,

где Δt_B и Δt_M – большая и меньшая разность температур из рассчитанных по а) и б).

11. По условию все тепло, затрачиваемое на сушку, расходуется на испарение воды, тогда количество затрачиваемого тепла равно $Q = Wr$, где r – удельная теплота парообразования, Дж/кг, определяемая по [5, табл. LVI] при температуре $\vartheta_{\text{ср}} = \frac{\vartheta_H + \vartheta_K}{2}$.

12. Определяем продолжительность сушки $\tau = \frac{Q}{\alpha F \Delta t_{\text{ср}}}$, с.

13. По графику [5, рис. 3.1] определяем по известному критерию Архимеда критерий Лященко Lu .

14. Определяем скорость витания частиц

$$w_0 = \sqrt{\frac{Lu \mu_B \rho_T g}{\rho_B^2}}, \text{ м/с,}$$

где ρ_T – плотность натриевой селитры, кг/м³ [5, табл. II].

Действительная скорость может быть принята $w_D = 1,2 w_0$.

15. Определяем длину сушилки $l = \tau (w_D - w_0)$, м.

16. Определяем объемный расход воздуха $V = \frac{L}{\rho_B}$, м³/с.

17. Определяем диаметр трубы-сушилки $D = \sqrt{\frac{4V}{\pi w_D}}$, м.

18. Определяем расход греющего пара $G_{\text{гп}} = \frac{Q}{r_{\text{гп}}}$, кг/с,

где $r_{\text{гп}}$ – удельная теплота парообразования, Дж/кг, определяемая по [5, табл. LVII] при заданном давлении.

При расчетах в качестве примера может быть использовано [5, пример 10.21].

Задача 3.

1. Определение количества испаряемой влаги

$$W = G_H \frac{u_H - u_K}{100 - u_K}, \text{ кг/с}, \quad u = \frac{100u'}{100 + u'}$$

2. По диаграмме Рамзина [5, рис. 10.1] определяем влагосодержание x_0 и энтальпию I_0 , Дж/кг, атмосферного воздуха. В качестве примера использовать [5, пример 10.12 и рис. 10.6]. Затем находим энтальпию I_1 нагретого воздуха и влагосодержание x_2 отработанного воздуха по параметрам отработанного воздуха t_2 и ϕ_2 . В качестве примера использовать [5, пример 10.1 и рис. 10.2].

3. Расход сухого воздуха на сушку $L = \frac{W}{x_2 - x_0}$, кг/с.

4. Расход теплоты, передаваемой воздуху в калорифере

$$Q = L(I_1 - I_0), \text{ Вт.}$$

5. Определяем расход греющего пара $G_{ГП} = \frac{Q}{r_{ГП}}$, кг/с,

где $r_{ГП}$ – удельная теплота парообразования, Дж/кг, определяемая по [5, табл. LVI] при температуре пара $t_{ГП} = (t_1 + 15)$.

6. По [5, табл. 4.8] принимаем среднюю величину из предлагаемого диапазона значений коэффициента теплопередачи K , Вт/(м²·К).

7. Определяем поверхность теплообмена в калорифере

$$F = \frac{Q}{3600\Delta t_{cp}}, \text{ м}^2,$$

где Δt_{cp} – средняя разность температур между температурой пара и

температурой воздуха $\Delta t_{cp} = \frac{(t_{ГП} - t_{ГП}) - (t_{ГП} - t_1)}{\ln \frac{t_{ГП} - t_2}{t_{ГП} - t_1}}$.

Задача 4.

1. По диаграмме Рамзина [5, рис. 10.1] определяем влагосодержание x_0 и энтальпию I_0 , Дж/кг, атмосферного воздуха с параметрами t_0 и t_p . В качестве примера использовать [5, пример 10.11 и рис. 10.5].

Затем находим температуру t_1 воздуха, нагретого в калорифере, и влагосодержание x_2 и температуру t_2 отработанного воздуха. В качестве примера использовать [5, пример 10.2 и рис. 10.3].

2. Количество тепла, отдаваемого паром воздуху в калорифере

$$Q = G_{\text{гп}} r_{\text{гп}}, \text{ Вт},$$

где $r_{\text{гп}}$ – удельная теплота парообразования, Дж/кг, определяемая по [5, табл. LVII] по заданному давлению.

3. Определяем коэффициент теплопередачи в калорифере

$$K = \frac{Q}{F \Delta t_{\text{сб}}}, \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}),$$

где $\Delta t_{\text{ср}}$ – средняя разность температур между температурой пара и

воздуха в калорифере $\Delta t_{\text{ср}} = \frac{(t_{\text{п}} - t_2) - (t_{\text{п}} - t_1)}{\ln \frac{t_{\text{п}} - t_2}{t_{\text{п}} - t_1}},$

где $t_{\text{п}}$ – температура пара, определяемая по $P_{\text{абс}}$ по [5, табл. LVII].

4. Считая, что тепло полностью расходуется на испарение влаги,

находим количество испаренной влаги $W = \frac{Q}{r}$, кг/с.

где r – удельная теплота парообразования влаги воздуха, Дж/кг, определяемая по [5, табл. LVI] при температуре t_2 .

5. Определяем расход высушиваемого материала

$$G_{\text{к}} = \frac{W(100 - u_{\text{к}})}{u_{\text{н}} - u_{\text{к}}}, \text{ кг/с.}$$

6. Расход сухого воздуха $L = \frac{W}{x_2 - x_0}$, кг/с.

Задача 5.

1. Определяем количество испаренной влаги

$$W = G_{\text{н}} \frac{u_{\text{н}} - u_{\text{к}}}{100 - u_{\text{к}}}, \text{ кг/с}, \quad u = \frac{100u'}{100 + u'}$$

2. Изображаем процесс на диаграмме Рамзина и определяем влагосодержание исходного воздуха [5, рис. 10.1] x_0 и отработанного воздуха x_3 (после третьей ступени сушки) [5, пример 10.22, рис. 10.12].

3. Определяем удельный расход воздуха $l = \frac{1}{x_3 - x_0}$.

4. Удельный расход теплоты $q = l(I_3 - I_0)$, Дж/кг,

где I_0 – энтальпия воздуха в конце сушки, Дж/кг.

5. Количество тепла, затрачиваемого в сушилке: $Q = Wq$, Вт.

6. Определяем общий расход воздуха $L = lW$, кг/с.

7. Определяем расход греющего пара $G_{гп} = \frac{Q}{r_{гп}}$, кг/с,

где $r_{гп}$ – удельная теплота парообразования, Дж/кг, определяемая по [5, табл. LVII] при заданном давлении.

При расчетах в качестве примера может быть использовано [5, пример 10.22].

III. СОДЕРЖАНИЕ И ЦЕЛЬ ЛАБОРАТОРНОГО ПРАКТИКУМА

При прохождении лабораторного практикума по дисциплине «Процессы и аппараты химической технологии» студенты овладевают навыками проведения эксперимента, отработки методики исследований, расчетов значений величин, усвоения их размерностей и перевода размерностей из одной системы в другую.

Объем лабораторного практикума определяется преподавателем, исходя из следующего перечня работ:

1. Исследование массообмена и гидродинамики процесса абсорбции.
2. Разделение бинарной смеси на ректификационной колонне.
3. Исследование равновесия между жидкостью и паром бинарной смеси.
4. Исследование процесса сушки в конвективной сушилке.

Методические указания к выполнению лабораторных работ выдаются кафедрой в период лабораторного практикума. В качестве учебного пособия для подготовки и выполнения исследований рекомендуется использовать [6]. Выполнение лабораторного практикума заканчивается оформлением и защитой отчета о проведении и результатах эксперимента.

СПИСОК РЕКОМЕНДУЕМОЙ ЛИТЕРАТУРЫ

1. Касаткин, А. Г. Основные процессы и аппараты химической технологии / А. Г. Касаткин. – Москва: Альянс, 2005. – 750 с.

2. Общий курс процессов и аппаратов химической технологии. Кн. 1 и 2 / под ред. В. Г. Айнштейна. – Москва: Высш. шк., 2002. – 887 с.
3. Гельперин, Н. И. Основные процессы и аппараты химической технологии. Кн. 1 и 2 / Н. И. Гельперин. – Москва: Химия, 1981. – 810 с.
4. Основные процессы и аппараты химической технологии / под ред. Ю. И. Дытнерского. – Москва: Альянс, 2007. – 493 с.
5. Павлов, К. Ф. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии / К. Ф. Павлов, П. Г. Романков, А. А. Носков. – Москва: Альянс, 2005. – 576 с.
6. Романков, П. Г. Руководство к практическим занятиям в лаборатории процессов и аппаратов химической технологии / П. Г. Романков. – Ленинград: Химия, 1979. – 256 с.