

МИНИСТЕРСТВО ОБРАЗОВАНИЯ И НАУКИ УКРАИНЫ
СУМСКИЙ ГОСУДАРСТВЕННЫЙ УНИВЕРСИТЕТ

А. П. Врагов, Я. Э. Михайловский

**ОПТИМИЗАЦИОННОЕ ПРОЕКТИРОВАНИЕ
РЕКТИФИКАЦИОННЫХ КОЛОНН
С ИСПОЛЬЗОВАНИЕМ ПЭВМ**

Утверждено на заседании ученого совета Сумского
государственного университета в качестве учебного пособия

Сумы
Издательство Сумского государственного университета
2000

ББК 6П7.1

В18

УДК66.01: 66.048.05

Рецензенти:

д-р техн. наук, проф. В. В. Стрельцов

д-р техн. наук, проф. О. Р. Якуба

Рекомендовано до друку вченою радою Сумського державного університету Міністерства освіти і науки України

Врагов А.П., Михайловський Я.Е.

В18 Оптимізаційне проектування ректифікаційних колон з використанням ПЕОМ: Навчальний посібник.- Суми: Вид-во СумДУ, 2000.- 65 с. – Російською мовою.

ISBN – 966 – 7668 – 38 – X

Викладена методика технологічних розрахунків ректифікаційних колон тарільчастого та насадкового типу з використанням персонального комп'ютера. Наведені блок-схеми та алгоритми розрахунків, особлива увага приділена оптимізації розрахунку оптимального флегмового числа.

Навчальний посібник призначено для студентів спеціальності 7.090220 “Обладнання хімічних виробництв і підприємств будівельних матеріалів”. Може бути корисним для студентів вузів хімічних і нафтопереробних виробництв.

Изложена методика технологических расчетов ректификационных колонн тарельчатого и насадочного типа с использованием персонального компьютера. Приведены блок-схемы и алгоритмы расчетов, особое внимание уделено оптимизации расчета оптимального флегмового числа.

Учебное пособие предназначено для студентов специальности 7.090220 “Оборудование химических производств и предприятий строительных материалов”. Может быть полезным студентам вузов химических и нефтеперерабатывающих производств.

Лл. 20, табл. 12, бібліограф. 14

ISBN – 966 – 7668 – 38 – X

ББК 6П7.1

© Врагов А.П., Михайловський Я.Е., 2000

© Вид-во СумДУ, 2000

СОДЕРЖАНИЕ

Введение.....	5
Основные условные обозначения.....	6
1 Теоретические основы процесса ректификации	
 бинарных растворов.....	7
1.1 Принцип ректификации бинарных растворов.....	7
1.2 Равновесие между фазами при ректификации.....	8
1.3 Определение физико-химических свойств разделяемой бинарной системы.....	10
1.4 Принципиальная схема ректификационной установки и исходные данные на проектирование.....	11
2 Технологические расчеты ректификационной колонны с использованием ЭВМ.....	13
2.1 Математическое описание кривой равновесия.....	13
2.2 Расчет массовых потоков получаемых продуктов.....	18
2.3 Порядок расчета оптимального флегмового числа.....	18
2.3.1 Определение минимального флегмового числа и ряда флегмовых чисел.....	18
2.3.2 Расчет числа единиц переноса.....	21
2.3.3 Определение оптимального флегмового числа.....	24
2.4 Определение массовых и объемных потоков фаз в колонне при оптимальном орошении.....	27
3 Конструктивные расчеты ректификационной колонны.....	30
3.1 Расчет колонны тарельчатого типа.....	30
3.1.1 Расчет скорости пара в тарельчатых колоннах. Определение диаметра колонны.....	30
3.1.2 Определение геометрических размеров контактных элементов тарелки.....	32
3.1.3 Массопередача на тарелках колонны.....	33
3.1.4 Построение кинетической кривой процесса.....	34
3.1.5 Определение числа реальных тарелок.....	35
3.1.6 Определение высоты колонны.....	39
3.1.7 Определение диаметра патрубков.....	39
3.1.8 Определение гидравлического сопротивления тарельчатой колонны.....	41

3.2 Расчет колонны насадочного типа.....	42
3.2.1 Расчет диаметра колонны.....	42
3.2.2 Расчет высоты слоя насадки.....	43
3.2.3 Определение числа слоев насадки и полной геометрической высоты колонны.....	45
3.2.4 Гидравлическое сопротивление насадочной колонны.....	45
4 Подбор вспомогательного оборудования установки.....	46
4.1 Расчет и выбор подогревателя исходной смеси.....	46
4.2 Расчет и выбор теплообменника – испарителя.....	47
4.3 Расчет и выбор конденсатора – дефлегматора.....	48
4.4 Расчет и выбор теплообменников для охлаждения дистиллата и кубового остатка.....	48
4.5 Выбор центробежного насоса.....	48
4.6 Выбор емкостей и сборников.....	49
5 Примеры расчетов на ПЭВМ ректификационных колонн.....	49
5.1 Расчеты тарельчатых колонн.....	49
5.2 Расчеты насадочных колонн.....	53
5.3 Выбор конструктивного исполнения ректификационной колонны.....	56
Список литературы.....	58
Приложение.....	59

ВВЕДЕНИЕ

Разделение жидких однородных бинарных или многокомпонентных растворов и газовых смесей на индивидуальные практически чистые компоненты или их фракции методами ректификации широко применяется как основной технологический процесс во многих производствах химической и нефтеперерабатывающей отраслях промышленности. Кроме того, ректификация используется в спиртовой промышленности, в технологиях получения редких и рассеянных элементов, в установках разделения природного газа и воздуха.

Ректификация основана на использовании индивидуальных свойств компонентов, входящих в состав раствора и отличающихся физико-химическими свойствами, важнейшими из которых являются: плотность, вязкость, взаимная растворимость, различная температура кипения и различная летучесть и упругость паров в зависимости от давления и температуры. Компонент, закипающий при низкой температуре, называют низкокипящим (НКК) или легколетучим (ЛЛК) в отличие от другого – высококипящего (ВКК) или труднолетучего (ТЛК) компонента.

Ректификация относится к типичным тепло-массообменным процессам и проводится в специальных ректификационных установках периодически или непрерывно с использованием колонных аппаратов насадочного или тарельчатого типа

Целью настоящего учебного пособия является разработка рекомендаций и оказание методической помощи студентам старших курсов в выполнении выпускных работ бакалавров, курсовых и дипломных проектов, касающихся технологических расчетов и проектирования ректификационных установок и колонн насадочного или тарельчатого (с ситчатыми или колпачковыми тарелками) типа с использованием в процессе проектирования персонального компьютера. Разработанные и представленные в пособии программы позволяют произвести оптимизацию процесса ректификации, спроектировать и выбрать ректификационную колонну оптимальной конструкции.

ОСНОВНЫЕ УСЛОВНЫЕ ОБОЗНАЧЕНИЯ

- D_k – диаметр колонны, м;
- G_f, G_d, G_w – массовые расходы исходной смеси, дистиллата и кубового остатка соответственно, кг/с;
- $G_{ф}, G_{п}$ – массовые расходы флегмы и паров, кг/с;
- $h_{мт}, H_T$ – расстояние между тарелками и высота тарельчатой части колонны соответственно, м;
- H_B, H_H – высота слоя насадки для верхней и нижней частей колонны соответственно, м;
- $h_{оу}, h_{оx}, H_{оу}$ – высота слоя насадки, эквивалентная единице переноса в паровой фазе, жидкой фазе и полная соответственно, м;
- K_y – общий коэффициент массопередачи в паровой фазе, кг/(м²·с), кмоль/(м²·ч);
- M_i – мольная масса i -го компонента, кг/кмоль;
- $m_{оуви}, m_{оуни}$ – числа единиц переноса для верхней и нижней частей колонны для i -го флегмового числа;
- P_a, P_B – упругость паров НКК и ВКК соответственно, Па;
- Π, p_a^*, p_B^* – общее давление паров над раствором и парциальные давления паров НКК и ВКК соответственно, Па;
- R_{min}, R_{opt} – минимальное и оптимальное флегмовые числа;
- t – температура в колонне, °С;
- $V_{пв}, V_{пн}$ – объемные расходы паров, поднимающихся в верхней и нижней частях колонны, соответственно, м³/с;
- $w_{пр}, w_p$ – предельная и рабочая скорости паров в свободном сечении колонны соответственно, м/с;
- X_f, X_d, X_w – массовые доли НКК в исходной смеси, дистиллате и кубовом остатке соответственно;
- x_a – мольная доля НКК в бинарном растворе;
- Y_f, Y_d, Y_w – массовые доли НКК в парах над исходной смесью, дистиллатом и кубовым остатком соответственно;
- y_a – объемная доля НКК в парах над бинарным раствором;
- β_y, β_x – коэффициенты массоотдачи в паровой и жидкой фазах соответственно, кг/(м²·с), кмоль/(м²·ч);
- ρ_x, ρ_y – плотности жидкости и пара соответственно, кг/м³.

1 ТЕОРЕТИЧЕСКИЕ ОСНОВЫ ПРОЦЕССА РЕКТИФИКАЦИИ БИНАРНЫХ РАСТВОРОВ

1.1 Принцип ректификации бинарных растворов

Процессы ректификации основаны на тепло- и массообменном взаимодействии между паровой и жидкой фазами компонентов, входящих в бинарный раствор.

Физическая сущность процесса ректификации состоит в том, что в подогретом однородном жидком растворе низкокипящий компонент, обладая более высокой упругостью паров, переходит более интенсивно в паровую фазу, которая при этом обогащается им. Одновременно жидкая фаза обогащается высококипящим компонентом. При конденсации паровой фазы образуется раствор нового состава с более высоким содержанием НКК по сравнению с исходным раствором. Если процесс испарения жидкости и конденсации паров производится однократно, то реализуется процесс перегонки – дистилляции исходной смеси, если процессы испарения и конденсации повторяются в одном аппарате многократно, то такой процесс многоступенчатой перегонки называют ректификацией.

Процесс ректификации осуществляется в колонных аппаратах тарельчатого или насадочного типа. На каждой ступени контакта (на тарелке или в слое насадки определенной высоты) происходит конденсация паров, поступающих с нижележащей тарелки, за счет тепла конденсации находящаяся на тарелке жидкость закипает и выделяет пары, обогащенные НКК и поднимающиеся на вышележащую тарелку, обогащенная ВКК жидкость по переливному устройству перетекает на нижележащую тарелку. Осуществляя на тарелках многоступенчатый тепло- и массообменный противоточный контакт между парами, поднимающимися снизу вверх по колонне, и стекающей сверху вниз жидкостью, реализуют процесс разделения исходной смеси на отдельные практически чистые компоненты или фракции с близкими температурами кипения компонентов.

В результате разделения исходного раствора из верхней части колонны отводят пары, после конденсации которых получают дистиллат, состоящий из НКК с небольшой примесью другого

компонента. Из нижней части колонны отводят кубовый остаток, состоящий из ВКК с примесью НКК.

1.2 Равновесие между фазами при ректификации

В простейшем случае два различных жидких компонента, приведенные в тесный контакт, можно характеризовать степенью их взаимной растворимости. Если компоненты растворимы между собой в любом массовом или объемном отношении, то образующийся при этом раствор называют идеальным.

Каждый из компонентов бинарной смеси характеризуется летучестью – давлением насыщенных паров в зависимости от температуры, при этом компонент с более высоким давлением паров при одинаковой температуре является легколетучим, он имеет меньшую температуру кипения и называется низкокипящим компонентом (НКК) по отношению к другому компоненту. В свою очередь, компонент с меньшей упругостью паров имеет более высокую температуру кипения и называется высококипящим компонентом (ВКК).

Отношение упругостей паров компонентов бинарного раствора характеризуется коэффициентом относительной летучести

$$\alpha = P_a / P_b . \quad (1)$$

Бинарный раствор, для которого коэффициент летучести $\alpha > 1$, можно разделить посредством его нагревания до температуры кипения с последующей конденсацией выделившихся паров, при этом полученный продукт конденсации – дистиллат – будет обогащен НКК, а оставшаяся жидкость – кубовый остаток – обогащается ВКК.

При ректификации в тарельчатых колоннах раствор на каждой тарелке подвергается многократным параллельно и одновременно протекающим процессам испарения и конденсации.

Основным законом, описывающим условия равновесия между жидкой и паровой фазой, является закон Рауля, согласно которому парциальное давление пара данного компонента над идеальным раствором при данной температуре пропорционально его мольной доле в растворе, т.е. для компонентов идеального раствора справедливы зависимости

$$p_a^* = P_a \cdot x_a, \quad (2)$$

$$p_b^* = P_b \cdot (1 - x_a). \quad (3)$$

В соответствии с законом Дальтона общее давление паров над раствором равно сумме парциальных давлений компонентов, следовательно

$$\Pi = p_a^* + p_b^* = P_a x_a + P_b (1 - x_a). \quad (4)$$

Решив уравнение (4) относительно x_a , получим

$$x_a = \frac{\Pi - P_b}{P_a - P_b}. \quad (5)$$

На основании следствия из закона Дальтона парциальное давление газа (пара) пропорционально объемной доле его в газовой (паровой) смеси и общему давлению в системе, т.е.

$$p_a^* = y_a \Pi, \quad (6)$$

$$p_b^* = y_b \Pi = (1 - y_a) \Pi. \quad (7)$$

Решая уравнение (6) относительно y_a с учетом уравнения (4), получим

$$y_a = \frac{P_a x_a}{P_a x_a + P_b (1 - x_a)}. \quad (8)$$

Уравнения (5) и (8) позволяют построить кривую равновесия для идеального бинарного раствора.

Во многих случаях кривую равновесия бинарных растворов

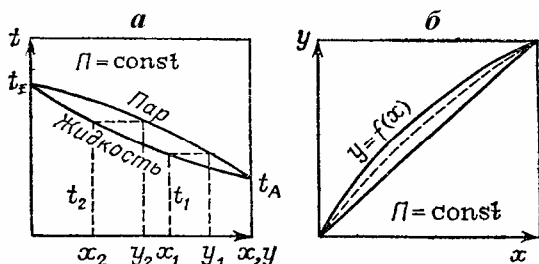


Рисунок 1 – Диаграммы равновесия взаимнорастворимой бинарной смеси: а – диаграмма t - x - y ; б – диаграмма y - x

строят по экспериментальным данным (рис. 1).

На рис. 1а представлена часто используемая в расчетах диаграмма равновесных составов в координатах t - x - y , а на рис. 1б

показана та же диаграмма в координатах $y-x$ для идеальной бинарной смеси при атмосферном давлении.

Изменение давления паров над раствором существенно влияет на положение равновесной кривой, при этом с понижением давления увеличивается относительная летучесть паров НКК, и кривая равновесия удаляется от диагонали, с повышением давления понижается относительная летучесть паров, и кривая равновесия приближается к диагонали.

Часто в расчетах возникает необходимость произвести пересчет концентрации компонентов бинарного раствора из мольных долей в массовые и наоборот.

Для пересчета концентрации НКК из мольных долей в массовые используют уравнение [9, 283]

$$X_i = \frac{x_i M_i}{\sum_1^n (x_i M_i)} . \quad (9)$$

Для пересчета массовых долей НКК в мольные применяют зависимость

$$x_i = \frac{X_i / M_i}{\sum_1^n (X_i / M_i)} . \quad (10)$$

Дальнейший расчет рекомендуем производить по диаграмме равновесия $y-x$, выражая концентрации в мол. долях.

1.3 Определение физико-химических свойств компонентов разделяемой бинарной системы

Прежде чем приступить к расчетам процесса ректификации, следует собрать и обобщить данные по физико-химическим свойствам отдельных компонентов, входящих в состав раствора, а также собрать данные по свойствам бинарного раствора и по межфазному равновесию системы при заданном давлении.

Физико-химические и термодинамические свойства индивидуальных компонентов, входящих в состав раствора, определяются отдельно для жидкой и паровой фаз в интервале температур кипения НКК и ВКК. Собранные данные удобно предста-

вить в форме таблицы (см. табл. А.1).

Значения коэффициентов диффузии в жидкой и паровой фазах из-за отсутствия опытных данных чаще всего приходится рассчитывать по полуэмпирическим формулам Арнольда, Уилки и Чанга [9, 288].

В пояснительной записке диаграммы равновесия для бинарного раствора в координатах t - x - y и y - x следует представлять на стандартных листах, используя миллиметровку.

1.4 Принципиальная схема ректификационной установки и исходные данные на проектирование

Принципиальная технологическая схема ректификационной установки представлена на рис. 2.

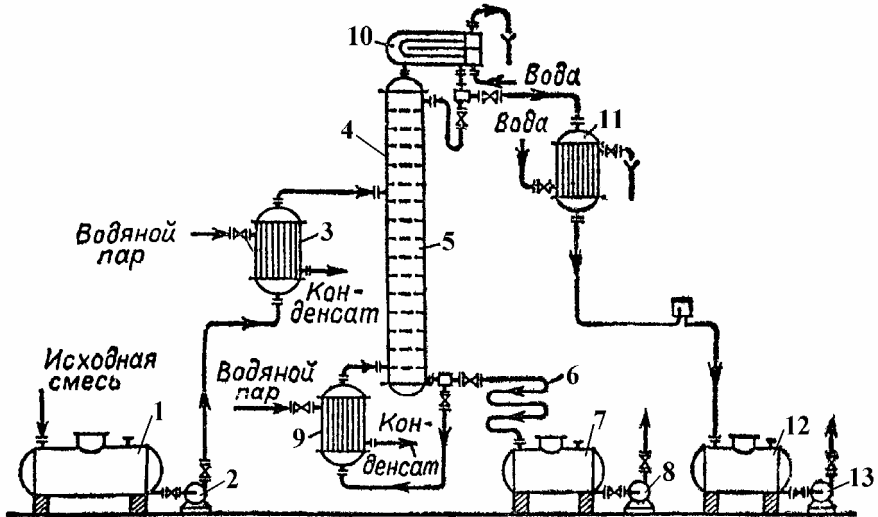


Рисунок 2 – Схема ректификационной установки непрерывного действия:

1, 7, 12 – сборники-хранилища; 2, 8, 13 – центробежные насосы; 3 – подогреватель исходной смеси; 4, 5 – верхняя и нижняя части ректификационной колонны; 6, 11 – холодильники; 9 – испаритель; 10 – дефлегматор

Исходный раствор из сборника-хранилища 1 центробежным насосом 2 подается в теплообменник 3, где подогревается до температуры кипения греющим паром, конденсирующимся в межтрубном пространстве теплообменника. Нагретый раствор

поступает в ректификационную колонну, состоящую из верхней 4 – укрепляющей части и нижней 5 – исчерпывающей части.

На тарелке питания состав жидкости соответствует составу исходной смеси. В результате разделения смеси из нижней части колонны отводится кубовый остаток, который охлаждается водой в теплообменнике 6 и отводится в сборник 7, откуда насосом 8 откачивается потребителю. Часть кубового остатка отбирается из нижней части колонны и направляется в кипятильник-испаритель 9, в котором за счет тепла конденсации греющего пара, подаваемого в межтрубное пространство, происходит кипение кубовой жидкости и образование пара ВКК, поступающего в нижнюю часть колонны и поднимающегося вверх.

Таким образом, в нижней части ректификационной колонны происходит процесс отгонки (исчерпывания) НКК из стекающего вниз исходного раствора.

В верхней части колонны происходит процесс обогащения (укрепления) поднимающихся паров НКК за счет многоступенчатого контактирования их на тарелках со стекающей сверху вниз флегмой. Отводимые из верхней части колонны пары поступают в дефлегматор 10, где конденсируются в межтрубном пространстве дефлегматора за счет отвода тепла хладагенту – воде, движущейся в трубном пространстве. Часть полученного конденсата отбирается и в виде флегмы возвращается в колонну на ее орошение. Другая часть – дистиллат – дополнительно охлаждается в холодильнике 11 и направляется в сборник 12 в качестве готового продукта с высокой концентрацией НКК.

Эффективность процесса разделения бинарной смеси в ректификационной колонне зависит от индивидуальных свойств компонентов, от давления паров в колонне, от типа контактного устройства и интенсивности взаимодействия потоков паровой и жидкой фаз на поверхности их раздела.

В выдаваемом студенту задании на проектирование ректификационной установки указываются производство, в составе которого предполагается использовать колонну, названия компонентов разделяемого бинарного раствора, тип используемого в колонне контактного устройства, производительность уста-

новки по исходной смеси или по одному из получаемых продуктов, давление в колонне, температура поступающей смеси и содержание (концентрация) НКК в исходном растворе и в получаемых после разделения продуктах, а также температура отводимых продуктов. Если в задании не указан тип контактного устройства, то используя материалы данного пособия, студент сам может рассчитать и выбрать такое контактное устройство, которое обеспечит оптимальные условия работы колонны и наименьшие удельные капитальные, энергетические и приведенные затраты при ее эксплуатации.

При проектировании ректификационной установки и ректификационной колонны необходимо выполнить технологические, гидравлические и конструктивные расчеты, а также подобрать вспомогательное оборудование. Рекомендации по выполнению прочностных расчетов в данной работе не приведены.

2 ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ РАСЧЕТЫ РЕКТИФИКАЦИОННОЙ КОЛОННЫ С ИСПОЛЬЗОВАНИЕМ ЭВМ

2.1 Математическое описание кривой равновесия

Для использования компьютерного метода расчета необходимо экспериментальные данные по равновесию в бинарной системе представить в виде уравнения, описывающего с достаточной точностью кривую равновесия во всем диапазоне рабочих концентраций.

В данной работе для этих целей использовалась параболическая интерполяция по четырем узловым точкам. При этом равновесная линия описывается в виде уравнения

$$y(u) = -\frac{u \cdot v \cdot (1+v) \cdot y_{-2}}{3!} + \frac{(1+u) \cdot v \cdot (1+v) \cdot y_{-1}}{2!} + \frac{(1+u) \cdot u \cdot (1+v) \cdot y_{+1}}{2!} - \frac{u \cdot v \cdot (1+u) \cdot y_{+2}}{3!}, \quad (11)$$

где u и v – параметры, определяемые по формулам:

$$u = \frac{x - x_{-1}}{x_{+1} - x_{-1}}; \quad v = 1 - u, \quad (12)$$

$y_{-2}, y_{-1}, y_{+1}, y_{+2}$ – ординаты узловых точек, соответствующие абсциссам $x_{-2}, x_{-1}, x_{+1}, x_{+2}$, причем значение искомой точки x лежит

в пределах $x_1 \dots x_{+1}$.

Интерполяционная формула (11) может применяться и вне основного интервала $x_1 < x < x_{+1}$ с некоторой потерей точности вычисления. Поэтому такой случай используется только в самом начале и в самом конце таблицы координат экспериментальных точек кривой равновесия.

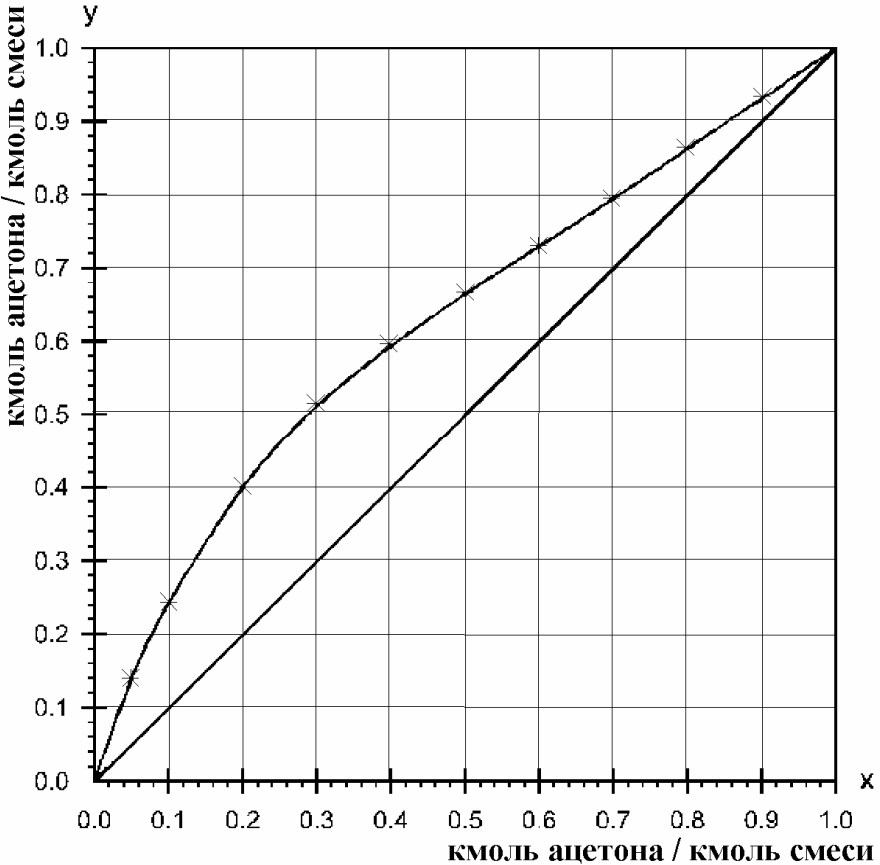


Рисунок 3 – Диаграмма равновесия для системы ацетон – бензол:
 y, x – концентрация ацетона в паровой и жидкой фазе соответственно

В качестве примера на рис. 3 приведена кривая равновесия, построенная ПЭВМ для бинарного раствора ацетон – бензол в результате обобщения экспериментальных данных (обозначены

символом *). Среднее расхождение между экспериментальными и рассчитанными по уравнению (11) данными составляет 1,7 % при максимальном расхождении 7,7 % на участках $0 < x < 0,1$ и $0,9 < x < 1,0$.

В данной работе заложен массив, охватывающий 12 наименований бинарных растворов, экспериментальные данные по равновесию в фазах жидкость – пар для данных растворов представлены в приложении А (табл. А.2).

Метод расчета может быть реализован и для других бинарных растворов при условии ввода экспериментальных данных для них в базу данных ЭВМ с целью расширения использования метода для автоматизированной системы расчета.

В расчетах требуется определять плотность и вязкость индивидуальных компонентов и их смесей в паровой и жидкой фазах. Эти данные также могут быть обобщены и представлены графически. Для этого использовалась линейная интерполяция

$$y(u) = y_{+1}u + y_{-1}v, \quad (13)$$

где u и v определяются по формулам (12).

Дополнительные данные по физико-химическим свойствам компонентов бинарного раствора (молярная масса, плотность и вязкость компонентов жидкой и паровой фаз, коэффициенты диффузии и др.) берутся также автоматически из базы данных для конкретной системы.

В качестве примера на рис. 4 представлены данные по некоторым физико-химическим свойствам компонентов в жидкой и паровой фазах для системы ацетон – бензол. Среднее расхождение между экспериментальными и рассчитанными по уравнению (13) данными составляет 0,07 % при максимальном расхождении 0,34 %.

На рис. 5 и 6 представлены блок-схемы алгоритмов параболической и линейной интерполяций для описания равновесной и кинетической кривых, а также для определения физико-химических свойств компонентов бинарных смесей.

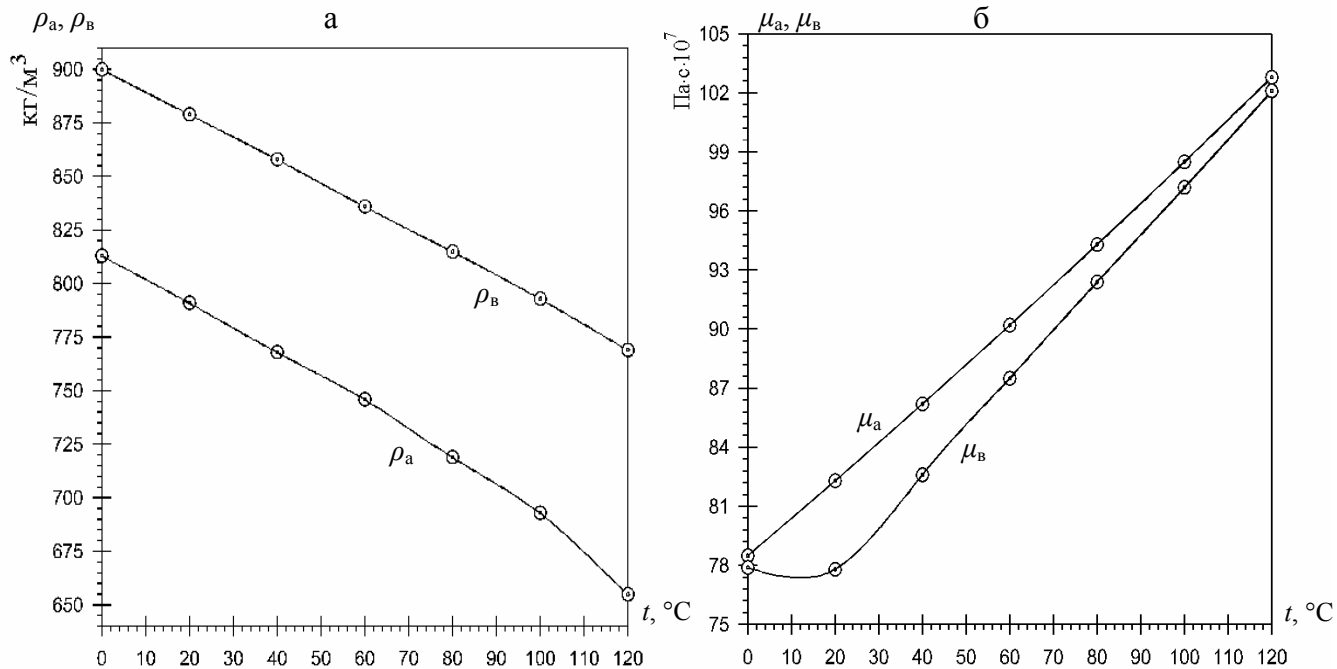


Рисунок 4 – Физико-химические свойства компонентов в жидкой и паровой фазах в зависимости от температуры для системы ацетон – бензол: а – плотность компонентов смеси ρ_a, ρ_b в жидкой фазе; б – коэффициенты динамической вязкости компонентов смеси μ_a, μ_b в паровой фазе

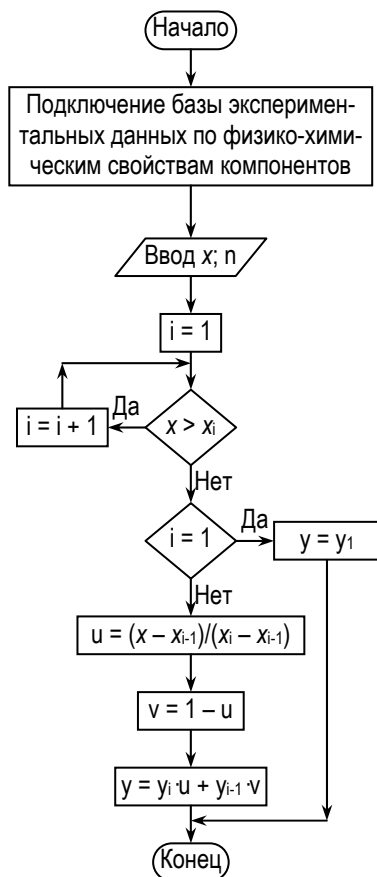
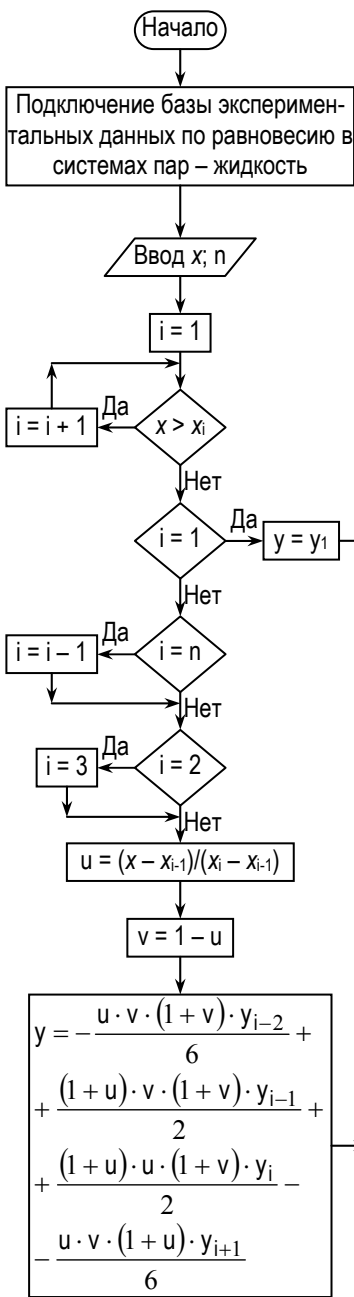


Рисунок 6 – Блок-схема алгоритма линейной интерполяции физико-химических свойств компонентов бинарной смеси

Рисунок 5 – Блок-схема алгоритма параболической интерполяции экспериментальных данных по равновесию в бинарной смеси

2.2 Расчет массовых потоков получаемых продуктов

Расчет количеств продуктов, получаемых в результате проведения процесса ректификации, производится на основе совместного решения уравнений материальных балансов.

Уравнения материального баланса процесса имеют такой вид:

– по потокам
$$G_f = G_d + G_w , \quad (14)$$

– по НКК
$$G_{\text{НКК}} = G_f X_f = G_d X_d + G_w X_w . \quad (15)$$

После совместного решения уравнений (14) и (15) найдены: количество получаемого дистиллата

$$G_d = G_f \frac{X_f - X_w}{X_d - X_w} , \quad (16)$$

а также количество получаемого кубового остатка

$$G_w = G_f \frac{X_d - X_f}{X_d - X_w} . \quad (17)$$

2.3 Порядок расчета оптимального флегмового числа

Для проведения процесса непрерывной ректификации и обеспечения устойчивой работы колонны в нее должна подаваться флегма – часть дистиллата стабильного состава.

Отношение количества флегмы, подаваемой в колонну на орошение, к количеству отводимого дистиллата, называют флегмовым числом, при этом $R = G_f/G_d$.

Действительное флегмовое число определяет положение рабочих линий процесса в верхней и нижней частях колонны и решающим образом влияет на размеры ректификационной колонны и энергетические затраты для проведения процесса.

2.3.1 Определение минимального флегмового числа и ряда флегмовых чисел

Действительное флегмовое число для ректификационной колонны определяется по зависимости

$$R = \beta \cdot R_{\min} , \quad (18)$$

где β – коэффициент избытка флегмы, в ректификационных колоннах $\beta = 1,1 - 2,5$; R_{\min} – минимальное флегмовое число, определяемое по формуле [9, 321]

$$R_{\min} = \frac{x_d - y_f^*}{y_f^* - x_f}, \quad (19)$$

где y_f^* – содержание НКК в паровой фазе, находящейся в равновесии с исходной смесью.

С целью снижения приведенных затрат при проектировании колонны следует определить оптимальное флегмовое число.

Оптимальное флегмовое число позволяет использовать ректификационную колонну минимального объема при работе ее на заданную производительность и с требуемой полнотой разделения. Определение оптимального флегмового числа является наиболее трудоемкой частью технологического расчета и поэтому вполне целесообразным является использование для этих целей автоматизированного расчета с применением компьютера типа IBM PC.

Оптимальное флегмовое число для ректификационной колонны находят из условия минимального объема аппарата при заданном количестве поднимающихся паров. Для этих целей целесообразно найти объемный расход поднимающихся паров в зависимости от флегмового числа, задаваясь рядом значений коэффициента избытка флегмы. Для полученных значений флегмовых чисел определяют положение рабочих линий и, используя метод графического интегрирования, находят число единиц переноса для каждого флегмового числа. Затем определяют минимум функции, выражающей зависимость расхода поднимающихся паров от величины флегмового числа.

Минимальное флегмовое число является первым из ряда флегмовых чисел, используя которые можно найти оптимальное флегмовое число. Для бинарных растворов, у которых кривая равновесия в координатах $y - x$ плавно возрастает, минимальное флегмовое число можно рассчитать по формуле (19), а проведенная для него рабочая линия имеет только одно пересечение с кривой равновесия при концентрации x_f .

В то же время следует иметь в виду, что для некоторых смесей (например, этанол – вода) рабочая линия процесса, проведенная для значений R_{\min} , может пересекать равновесную кри-

вую в нескольких местах. Во избежание этого проводятся дополнительная проверка и уточнение значения R_{\min} .

Положение рабочих линий процесса ректификации зависит от величины флегмового числа и определяется уравнениями:

– для верхней (укрепляющей) части колонны

$$y = \frac{R}{R+1}x + \frac{x_d}{R+1}, \quad (20)$$

– для нижней (исчерпывающей) части колонны

$$y = \frac{F+R}{R+1}x - \frac{F-1}{R+1}x_w. \quad (21)$$

Проверка на пересечение равновесной кривой с рабочими линиями для верхней и нижней частей колонны производится по методу касательных, который заключается в том, что при минимальном флегмовом числе ($R = R_{\min}$) рабочие линии процесса, описываемые уравнениями (20) и (21), должны иметь с кривой равновесия не более, чем одну общую точку, а при всех остальных значениях x в интервале $[x_w; x_d]$ кривая равновесия должна располагаться выше рабочих линий, при этом движущая сила процесса будет положительной.

Таким образом, проверка правильности определения минимального флегмового числа проводится в следующем порядке:

1 Значение R_{\min} , найденное по формуле (19), подставляется в уравнения (20) и (21).

2 По уравнениям (20) и (21) рассчитываются значения рабочих концентраций НКК в паровой фазе y в зависимости от содержания НКК в жидкости x , которое изменяется от x_w до x_d с шагом 0,01.

3 Каждое из рассчитанных значений y сравнивается с соответствующим значением y^* , и если при каком-нибудь $x = x_{\text{run}}$ условие $y^* > y$ не выполнится, то находится новое значение:

$$R_{\min} = \frac{x_d - y_f^*}{y_f^* - x_{\text{run}}}. \quad (22)$$

4 Процесс повторяется, причем проверка проводится сначала для верхней части колонны при $x_f < x < x_d$, а затем для нижней части колонны при $x_w < x < x_f$.

Найденное число и будет первым в ряду, соответствующем значению минимального флегмового числа. Однако если не найдено такое значение, то информируем об этом пользователя и предлагаем поменять значение концентраций в начальных условиях (увеличить содержание НКК в кубовом остатке, либо уменьшить содержание НКК в дистиллате, либо, наконец, изменить содержание НКК в исходной смеси).

Найдя первое значение, соответствующее минимальному флегмовому числу, находим остальные двенадцать, принимая различные коэффициенты избытка флегмы. Всего создается ряд из двенадцати значений флегмовых чисел, которых вполне достаточно, чтобы определить точное значение оптимального флегмового числа.

В данном расчете, используя уравнение (18), текущее значение коэффициента избытка флегмы принимаем равным

$$\beta_i = 1,0 + \delta \cdot i , \quad (23)$$

где δ – шаг изменения коэффициента избытка флегмы, $\delta=0,1$; i – число переменных значений, $i = 1, 2, \dots, 12$.

Таблица 1 – Определение текущего флегмового числа в зависимости от величины коэффициента избытка флегмы

β_i	1,1	1,2	1,3	...	2,1	2,2
R_i						

В соответствии с системой уравнений (18) – (21) и (23) на диаграмму равновесия (см. рис. 7) наносится семейство рабочих линий, каждая из которых относится к определенному значению флегмового числа R_i .

2.3.2 Расчет числа единиц переноса

Следующим этапом расчета является определения числа единиц переноса для каждого значения флегмового числа.

Число единиц переноса находится методом интегрирования величин, обратных значению локальной движущей силы процесса в паровой фазе для каждого флегмового числа (всего 12 значений R_i), и определяется отдельно для верхней и нижней частей колонны соответственно по формулам:

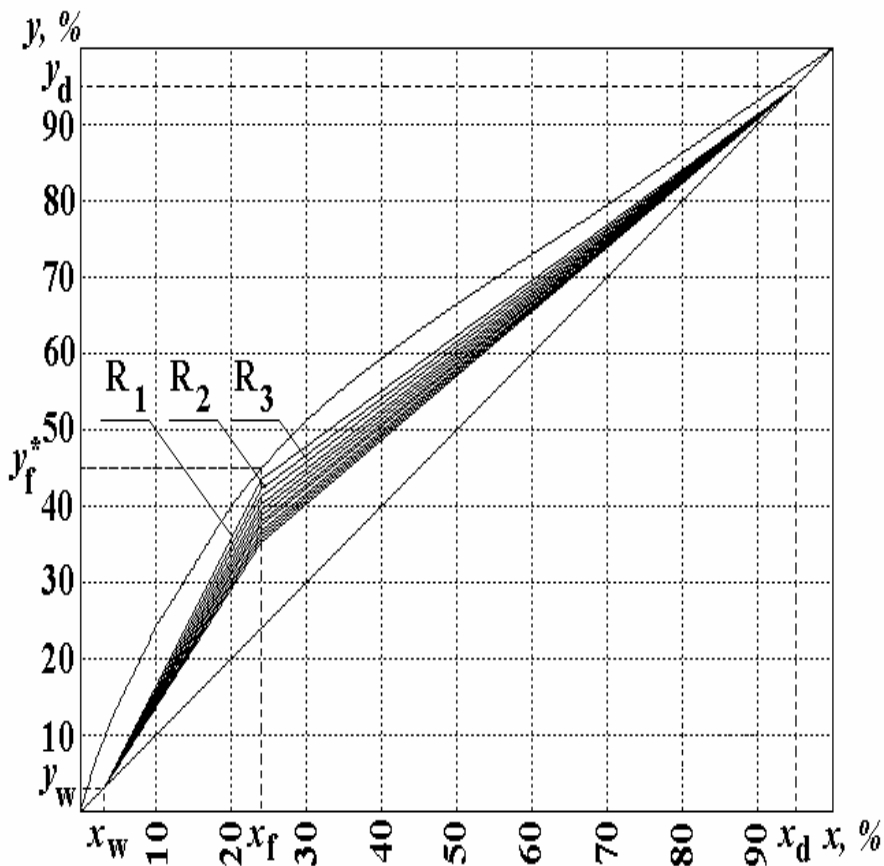


Рисунок 7 – Положение рабочих линий процесса ректификации для различных значений флегмовых чисел

$$m_{\text{оув}i} = \int_{y_d}^{y_f} \frac{dy}{y_B^* - y_B}, \quad i = 1, 2, \dots, 12, \quad (24)$$

$$m_{\text{оун}i} = \int_{y_f}^{y_w} \frac{dy}{y_H^* - y_H}, \quad i = 1, 2, \dots, 12, \quad (25)$$

где y_B^* и y_H^* – равновесные концентрации НКК в паровой фазе для верхней и нижней частей колонны соответственно; y_B и y_H –

текущие концентрации НКК на рабочих линиях для верхней и нижней частей колонны.

Общее число единиц переноса для ректификационной колонны при конкретном значении флегмового числа определяется по зависимости

$$m_{оуі} = m_{оуві} + m_{оуні} \quad (26)$$

и равно площади, ограниченной осью абсцисс и графиком функции $f(R, y) = 1/(y^* - y)$ в пределах от y_w до y_d .

На рис. 8 представлены графики этой функции для двенадцати значений флегмовых чисел.

$1/(y^* - y)$

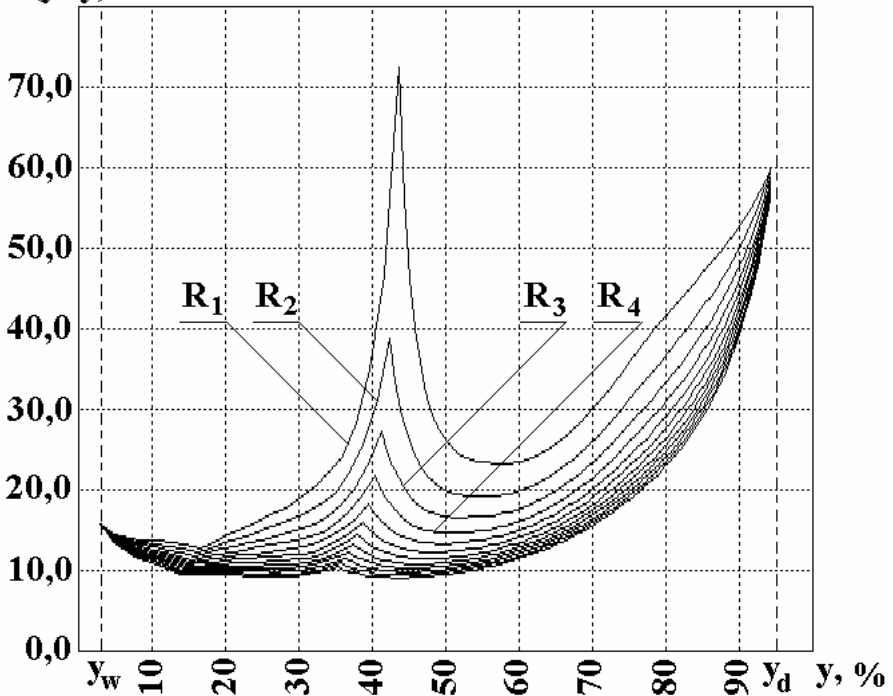


Рисунок 8 – Зависимость $f(R, y) = 1/(y^* - y)$ для различных флегмовых чисел

2.3.3 Определение оптимального флегмового числа

Найденные значения чисел единиц переноса используются для определения оптимального флегмового числа, которое в зависимости от текущих значений флегмовых чисел находится из условия минимального значения функции:

$$z = (R_i + 1) \cdot m_{oyi}, \quad i = 1, 2, \dots, 12. \quad (27)$$

Результаты расчетов по формулам (24) – (27) удобно представлять в табличной форме (см. табл. 2 и 3).

Таблица 2 – Определение значений функции $f(y) = 1/(y^* - y)$ для различных значений флегмовых чисел

R_i		R_1	R_2	...	R_{12}
x	y	$\frac{1}{y^* - y}$	$\frac{1}{y^* - y}$	$\frac{1}{y^* - y}$	$\frac{1}{y^* - y}$
x_w					
0,05					
0,10					
0,15					
...					
x_f					
0,30					
0,35					
0,40					
...					
x_d					

Таблица 3 – Определение значений функции $z = (R_i + 1) \cdot m_{oyi}$ для различных значений флегмовых чисел

R_i	R_i+1	m_{oyi}	$(R_i+1)m_{oyi}$
R_1			
R_2			
...			
R_{12}			

После построения графика для всего диапазона флегмовых чисел необходимо найти минимум функции (27).

На рис. 9 представлен график функции (27) в зависимости от различных значений флегмовых чисел. Минимум на графике соответствует значению оптимального флегмового числа.

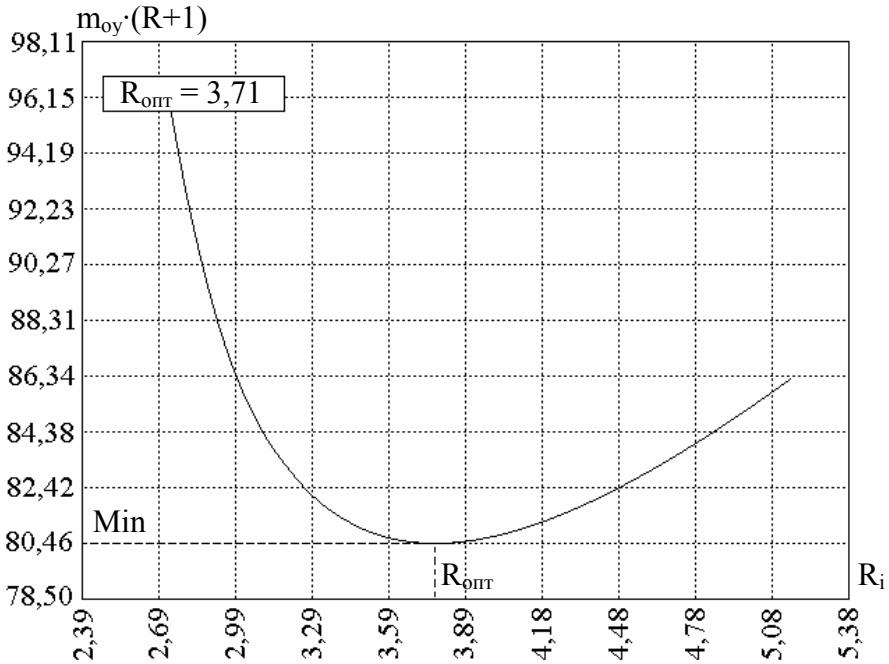


Рисунок 9 – Зависимость функции $z = m_{oy} \cdot (R+1)$ от величины флегмового числа

Численное определение оптимального флегмового числа происходит в следующем порядке:

1 Формируются два массива из двенадцати узловых значений каждый: массив флегмовых чисел и массив соответствующих им значений функции z , определяемых по формуле (27).

2 Оптимальное флегмовое число и минимальное значение функции z приравниваются к $R_{opt} = R_1$, $z_{min} = z_1$.

3 Рассчитывается новое флегмовое число по формуле

$$R_i = R_{min} \cdot (1,1 + i \cdot 0,025), \quad (28)$$

где i изменяется от 1 до 44.

4 С помощью параболической интерполяции (уравнения (11) и (12)) определяется значение функции z , соответствующее текущему значению R_i .

5 Найденное значение z сравнивается с z_{\min} , при этом должно выполняться условие $z_{\min} < z$. Если это условие не выполняется, то $R_{\text{опт}}$ и z_{\min} принимают новые значения: $R_{\text{опт}} = R$, $z_{\min} = z$.

6 Начиная с формулы (28), расчет повторяется. Таким образом текущее значение R изменяется от $R_1 = 1,1 \cdot R_{\min}$ до $R_{12} = 2,2 \cdot R_{\min}$ с малым шагом, что обеспечивает достаточную точность определения оптимального флегмового числа.

На основе найденного значения оптимального флегмового числа строятся два графика: 1 – диаграмма равновесия $y - x$ с нанесенной на нее рабочей линией процесса для верхней и нижней частей колонны (рис. 10); 2 – график для расчета числа единиц переноса в виде функции $f(y) = 1/(y^* - y)$ для оптимального флегмового числа (рис. 11).

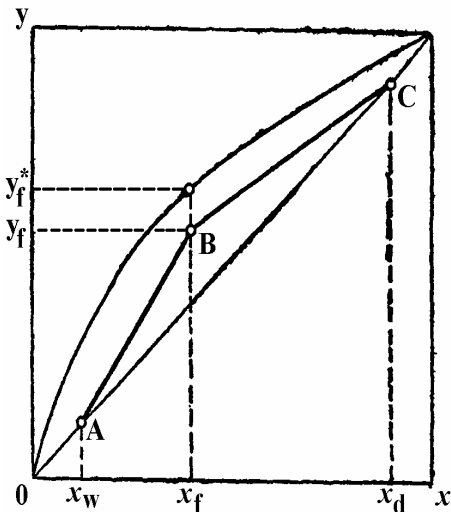


Рисунок 10 – Построение рабочей линии ректификационной колонны: АВ – рабочая линия нижней части колонны; ВС – рабочая линия верхней части колонны

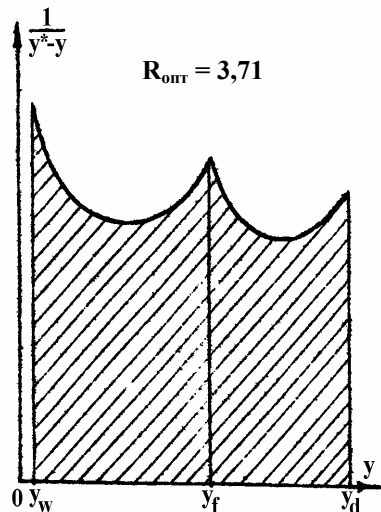


Рисунок 11 – Определение общего числа единиц переноса для колонны при оптимальном флегмовом числе

На рис. 12 представлена блок-схема алгоритма расчета оптимального флегмового числа.

В дальнейшем расчет разветвляется в зависимости от типа проектируемой ректификационной колонны.

Для расчета числа теоретических и действительных тарелок, а также размеров тарельчатых колонн используется диаграмма равновесия $y-x$ с кинетической кривой (см. рис. 16).

Для расчета диаметра насадочной колонны и высоты слоя насадки используют общее число единиц переноса (см. рис. 11).

2.4 Определение массовых и объемных расходов потоков в колонне при оптимальном орошении

С учетом вышенайденного оптимального флегмового числа находят массовые расходы потоков:

– количество жидкости, стекающей в верхней части колонны:

$$G_B = G_\Phi = G_d \cdot R_{\text{опт}} , \quad (29)$$

– количество жидкости, стекающей в нижней части колонны:

$$G_H = G_f + G_\Phi = G_f + G_d \cdot R_{\text{опт}} , \quad (30)$$

– количество паров, поднимающихся вверх по колонне:

$$G_{\text{п}} = G_d (R_{\text{опт}} + 1) . \quad (31)$$

Объемный расход паров в верхней и нижней частях колонны определяют с учетом средней температуры и средней концентрации паров НКК соответственно в верхней и нижней частях колонны, при этом для верхней части колонны

$$V_{\text{пв}} = \frac{22,4 \cdot G_{\text{п}} \cdot (273 + t_{\text{св}}) \cdot P_0}{273 \cdot M_{\text{св}} \cdot \Pi} , \quad (32)$$

для нижней части колонны

$$V_{\text{пн}} = \frac{22,4 \cdot G_{\text{п}} \cdot (273 + t_{\text{сн}}) \cdot P_0}{273 \cdot M_{\text{сн}} \cdot \Pi} , \quad (33)$$

где $t_{\text{св}}$, $t_{\text{сн}}$ – средняя температура паров в верхней и нижней частях колонны, °С; $M_{\text{св}}$, $M_{\text{сн}}$ – средняя молярная масса паров в верхней и нижней частях колонны соответственно, кг/кмоль; P_0 – атмосферное давление, Па.

Плотность паровой и жидкой фаз в верхней и нижней частях колонны находят с учетом средней температуры и концентрации компонентов в фазах, используя правило аддитивности.

На рис. 4а представлены данные по изменению плотности индивидуальных компонентов в жидкой фазе в зависимости от температуры.

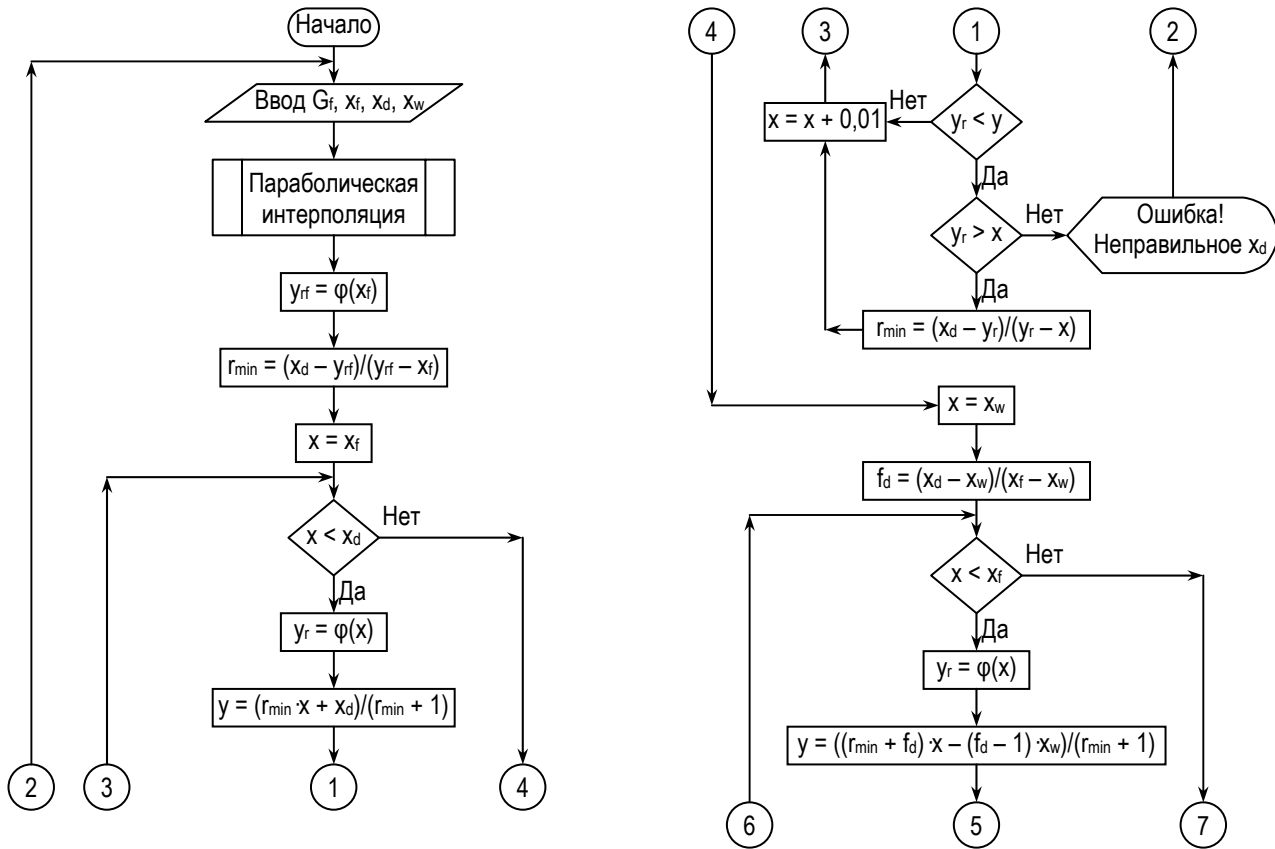


Рисунок 12 – Блок-схема алгоритма расчета оптимального флегмового числа

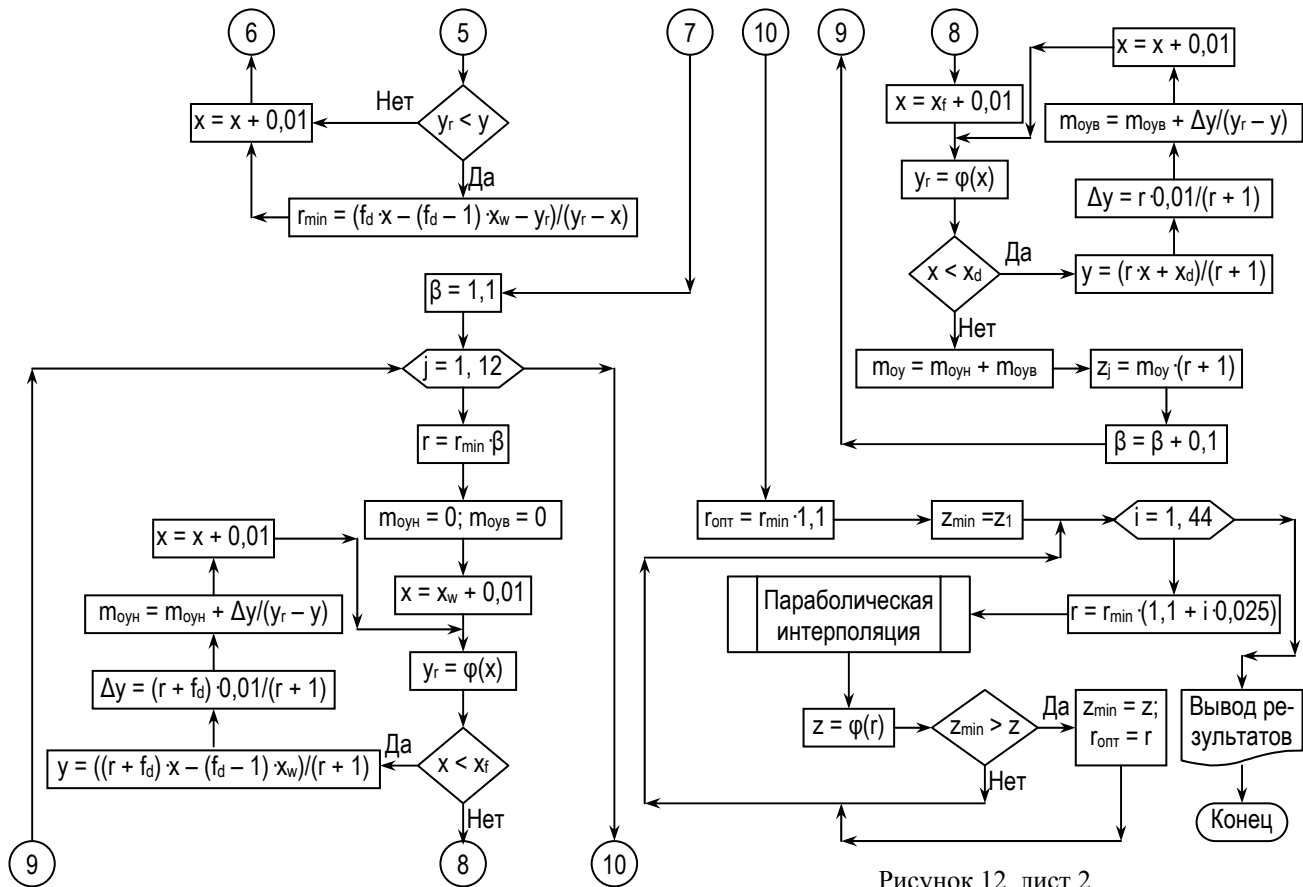


Рисунок 12, лист 2

Изменение коэффициентов динамической вязкости компонентов в паровой и жидкой фазах в зависимости от температуры представлено на рис. 4б.

3 КОНСТРУКТИВНЫЙ РАСЧЕТ РЕКТИФИКАЦИОННЫХ КОЛОНН

3.1 Расчет колонны тарельчатого типа

Тарельчатые ректификационные колонны составляют основную группу массообменных аппаратов и обеспечивают высокую интенсивность работы единицы объема аппарата. В таких колоннах потоки пара и жидкости контактируют на тарелках, расположенных на определенном расстоянии друг от друга, при этом жидкость перетекает с верхних тарелок на нижние, а пар поднимается с нижележащих тарелок на верхние и взаимодействует с жидкостью на тарелках.

Таким образом, в ректификационных колоннах на каждой тарелке происходит ступенчатый контакт жидкой и паровой фаз.

Существует много разновидностей тарелок, в данной работе мы рассмотрим методику расчета колонны с ситчатыми, а также колпачковыми тарелками с капсульными колпачками.

Излагаемая методика расчета может быть использована для тарелок струйных, клапанных и жалюзийно-клапанных с учетом скорости пара.

Устройство, принцип работы и конструкции таких тарелок подробно рассмотрены в специальной литературе [1,2,4–8,12].

3.1.1 Расчет скорости пара в тарельчатых колоннах.

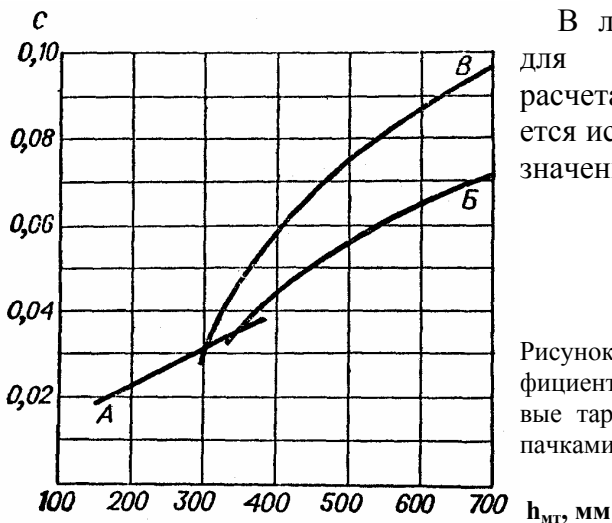
Определение диаметра колонны

Скорость пара в тарельчатых колоннах зависит от физико-химических свойств взаимодействующих фаз, расстояния между тарелками и конструктивного исполнения тарелки.

Предельную скорость пара в свободном сечении колонны для ситчатых и колпачковых тарелок находят по формуле [9, 322]

$$w_{\text{пр}} = C \sqrt{\rho_x / \rho_y} \quad , \quad (34)$$

где C – коэффициент, выбираемый по рис. 13 в зависимости от типа тарелок и расстояния между ними.



В литературе [4, 110] для предварительного расчета $w_{пр}$ рекомендуется использовать среднее значение $C = 0,05$.

Рисунок 13 – Значение коэффициента C : А, Б – колпачковые тарелки с круглыми колпачками; В – ситчатые тарелки

В некоторых литературных источниках [11, 693] для колпачковых тарелок предельную скорость пара в колонне рекомендуют определять по формуле

$$w_{пр} = \frac{0,0155}{d_k^{0,67}} \sqrt{\frac{\rho_x}{\rho_y} \Delta h_k}, \quad (35)$$

где d_k – диаметр колпачка, м; Δh_k – расстояние от верхнего обреза колпачка до вышележащей тарелки, м.

В условиях, исключающих образование пены на тарелке, рабочую скорость пара принимают $w_p = (0,8 - 0,9) w_{пр}$.

Поскольку средние плотности жидкой и паровой фаз в верхней и нижней частях колонны различаются, то скорость пара следует определять отдельно для каждой части колонны.

С учетом найденной скорости определяют диаметр верхней и нижней частей колонны на основе уравнения расхода:

$$D_k = \sqrt{\frac{V_{п}}{0,785 w_p}}. \quad (36)$$

Затем диаметр округляют до ближайшего стандартного для каждой из частей колонны и уточняют расчетом фактическую рабочую скорость пара соответственно в верхней и нижней частях ректификационной колонны.

3.1.2 Определение геометрических размеров контактных элементов тарелки

Ситчатые тарелки выполняются в виде листа, перфорированного круглыми отверстиями. В колоннах диаметром более 1000 мм ситчатые тарелки выполняют составными из отдельных полотен, укрепляемых на раме.

Диаметр и число отверстий ситчатой тарелки определяют из условия, что площадь живого сечения отверстий на тарелке составляет 8 – 12 % от полной площади поперечного сечения колонны. Диаметр отверстий на тарелке зависит от отношения d_0/S и марки стали. Диаметр отверстий принимают равным 2 – 8 мм, отверстия располагают на тарелке в шахматном порядке с шагом $t = (2 - 5)d_0$. Площадь, отводимая на тарелке для организации переливных карманов, составляет до 20 % от сечения тарелки и располагается на противоположных сторонах тарелки.

Расстояние между тарелками для колонн диаметром 400 – 1000 мм предпочтительно принимают $h_{\text{мт}} = 300 - 400$ мм, для колонн диаметром 1200 – 3600 мм $h_{\text{мт}} = 500 - 600$ мм.

Колпачковая тарелка включает в себя полотно тарелки, укрепленные на нем паровые патрубки, капсульные колпачки, сливные патрубки или переточные сегментные пороги. Колпачковые тарелки типа ТСК-1 диаметром до 1000 мм выполняют неразборными, тарелки типа ТСК-Р диаметром 1000 – 3600 мм выполняют разборными, состоящими из отдельных сборных элементов, смонтированных на общей раме.

Для колпачковых тарелок важными параметрами тарелки являются диаметр и число паровых патрубков, размеры колпачков, высота, ширина и число прорезей, а также сечение переливных карманов. Основные размеры капсульных колпачков определены по ГОСТу 9634-81, их размеры и число зависят от диаметра колонны. Для ректификационных колонн с колпачковыми тарелками, изготавливаемыми на СМНПО им. Фрунзе, рекомендованы параметры тарелок, представленные в табл. А.3 и А.4.

3.1.3 Массопередача на тарелках колонны

Интенсивность массопереноса на тарелках зависит от типа тарелки, режима течения потока фазы, диффузионных и физических свойств взаимодействующих фаз.

Учитывая, что в паровой фазе влияние диффузионного критерия Прандтля незначительно, для ситчатых и колпачковых тарелок коэффициент массоотдачи в паровой фазе (кмоль/(м²·ч)) рассчитывают по зависимости [10, 71]

$$\beta_y = \frac{D_y}{22,4} (0,79 Re_y + 11000), \quad (37)$$

где D_y – средний коэффициент диффузии в паровой фазе, м²/ч; Re_y – критерий Рейнольдса в паровой фазе.

Критерий Рейнольдса вычисляют из уравнения

$$Re_y = 0,039 Ar_y^{0,55} (G_y / G_x)^{0,25}, \quad (38)$$

где Ar_y – число Архимеда, $Ar_y = d_3^3 g \rho_y \rho_x / \mu_y^2$; d_3 – эквивалентный диаметр прорезей в колпачках, $d_3 = 2bh/(b+h)$, b , h – ширина и высота прорезей; для ситчатых тарелок $d_3 = d_0$; G_y , G_x – массовый расход паровой и жидкой фаз.

Коэффициент массоотдачи в жидкой фазе (кмоль/(м²·ч)) рассчитывают по уравнению [5, 43]:

$$\beta_x = \frac{38000 \rho_x D_x}{M_x} \cdot Pr_x^{0,62}, \quad (39)$$

где D_x – коэффициент диффузии в жидкости, м²/ч; Pr_{Dx} – число Прандтля диффузионное для жидкости, $Pr_{Dx} = \mu_x / \rho_x D_x$; M_x – средняя молекулярная масса жидкости.

Общий коэффициент массопередачи в паровой фазе находят по уравнению

$$K_y = \frac{1}{1/\beta_y + m_i/\beta_x}, \quad (40)$$

где m_i – константа распределения концентраций вещества в фазах на участке массопереноса, $m_i = (y^* - y_i)/(x_i - x^*)$; x_i , y_i – рабочие текущие концентрации вещества в фазах на тарелке; x^* , y^* – равновесные концентрации вещества.

3.1.4 Построение кинетической кривой процесса

Число единиц переноса на тарелке рассчитывают по формуле

$$m_{\text{ут}} = \frac{22,4}{w_p} \cdot \left[\frac{273+t}{273} \right] \cdot \varphi \cdot K_y, \quad (41)$$

где φ – коэффициент использования площади тарелки, $\varphi = f_t/F_a = 0,8$.

Коэффициент обогащения для тарелки обычно определяют по формуле

$$C_y = \frac{AC}{BC} = e^{m_{\text{ут}}}, \quad (42)$$

где AC и BC – отрезки, определяющие расстояние от кривой равновесия до рабочей линии и от кривой равновесия до кинетической кривой соответственно, при этом на кривой равновесия находятся точки C, а на кинетической кривой – точки B (рис. 14). В данной работе кинетическая кривая построена без учета уноса жидкости на тарелках.

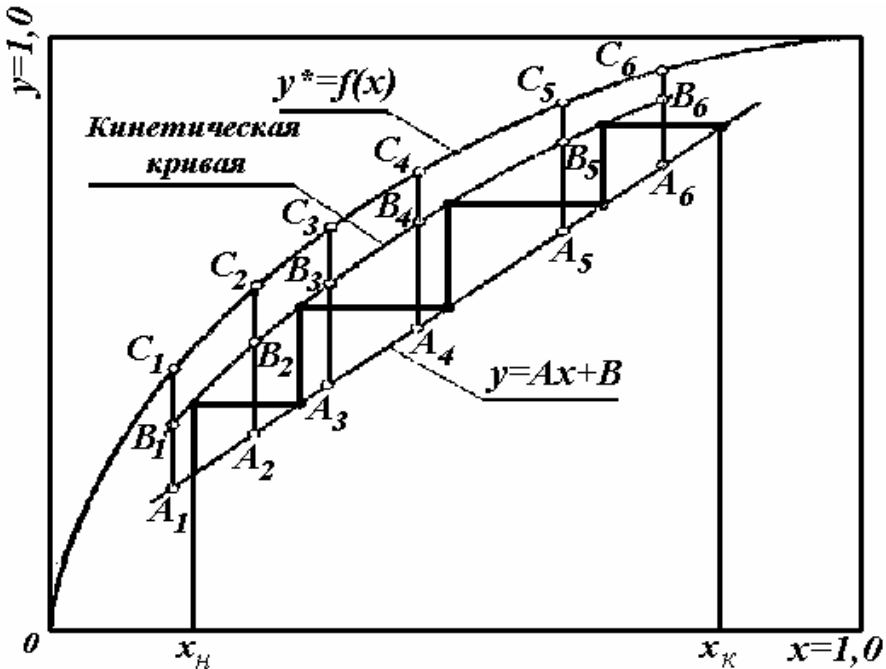


Рисунок 14 – Построение кинетической кривой

Расчеты выполняются для 8 – 12 значений задаваемых текущих рабочих концентраций вещества в паровой фазе и сводятся в таблицы для верхней и нижней частей колонны (см. табл. 4).

Таблица 4 – Результаты расчета параметров процесса в нижней и верхней частях ректификационной колонны

Величина	Нижняя часть (точки)				Верхняя часть (точки)				
	1	2	3	4	5	6	7	8	9
y_i									
m_i									
K_y									
m_{yT}									
C_y									
BC									

На рис. 15 представлена блок-схема алгоритма расчета координат точек для построения кинетической кривой процесса.

3.1.5 Определение числа реальных тарелок

При компьютерном проектировании полученная кинетическая кривая должна быть описана функционалом типа (11), который позволяет рассчитать на всех участках кривой значения концентрации НКК в паровой фазе в зависимости от заданной концентрации НКК в жидкой фазе, а также позволяет найти рабочую концентрацию НКК в жидкой фазе по известному значению концентрации НКК в паровой фазе. Для нахождения последней величины приходится решать квадратичное уравнение относительно x_i .

Число реальных тарелок для всей колонны определяют графически в результате построения прямоугольных треугольников (ломаной ступенчатой линии) между кинетической кривой и рабочими линиями верхней и нижней частей колонны. При таком построении горизонтальная линия между кинетической кривой и рабочей точкой на диаграмме $y - x$ представляет фактическое изменение концентрации НКК в жидкой фазе на одной тарелке, а вертикальная линия – фактическое изменение концентрации НКК в паровой фазе на той же тарелке. Число пересечений кинетической кривой соответствует числу реальных тарелок.

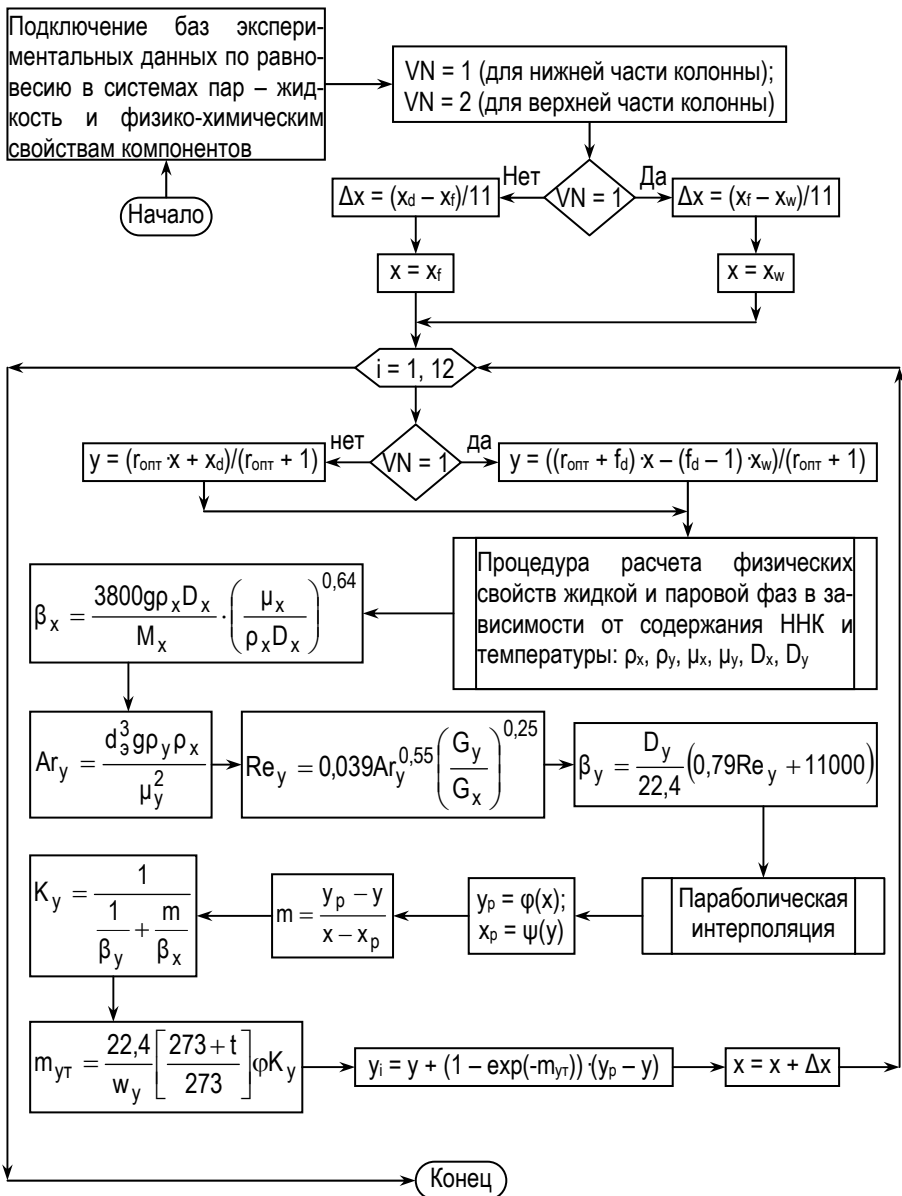


Рисунок 15 – Блок-схема алгоритма расчета координат точек для построения кинетической кривой процесса ректификации

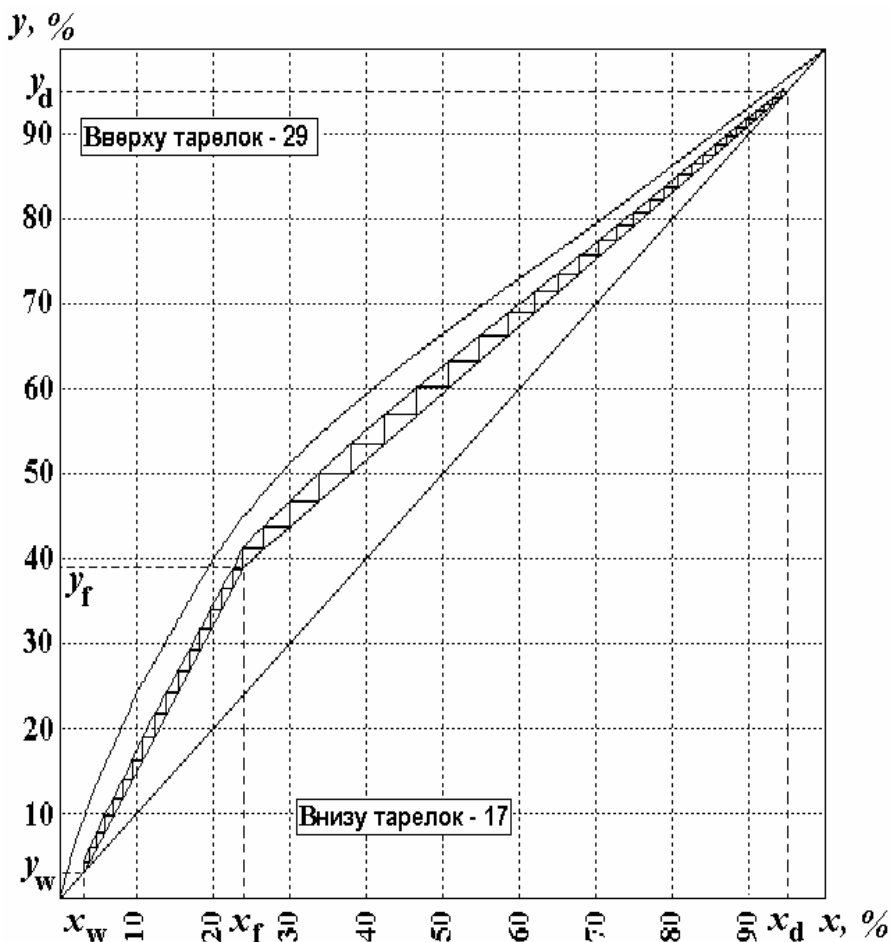


Рисунок 16 – Графическое определение числа реальных тарелок ректификационной колонны

В качестве примера на рис. 16 представлен метод графического определения числа реальных тарелок, который заключается в построении ломаной линии между кинетической кривой и рабочими линиями для нижней и верхней частей колонны.

При компьютерном расчете исходной точкой расчета является концентрация НКК в кубовой жидкости, при этом используют допущение $x_w = y_w$, и первым шагом расчета является определение концентрации НКК в паровой фазе на выходе

паров с тарелки, т.е. аналитически находится значение функции y_i при известном значении аргумента x_i . По найденному значению y_i рассчитывают значение величины $x_{(i+1)}$, соответствующее рабочей концентрации НКК в жидкой фазе на рабочей линии нижней или верхней части колонны.

На рис. 17 представлена блок-схема алгоритма расчета числа практических тарелок колонны.

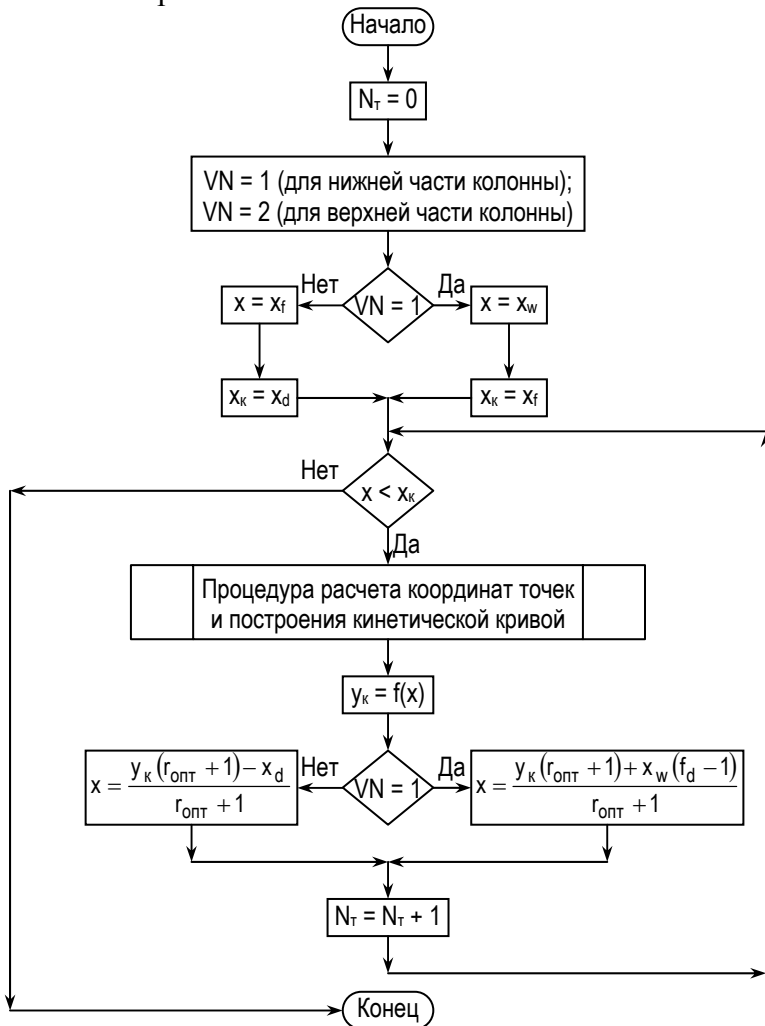


Рисунок 17 – Блок-схема алгоритма расчета числа практических тарелок

Таким образом, компьютерный метод расчета числа тарелок использует систему двух уравнений на определенном участке колонны: уравнение кинетической кривой и рабочую линию процесса для нижней части колонны до точки ввода исходной смеси или уравнение кинетической кривой и рабочей линии для верхней части колонны.

Найденное расчетом число тарелок округляется до ближайшего большего целого числа. На дисплей и на принтер выводится график построения равновесной и кинетической кривых, а также рабочие линии процесса и графическое определение числа реальных тарелок.

3.1.6 Определение высоты колонны

Полная высота колонны определяется высотой ее тарельчатой части и суммарной высотой всех сепарационных пространств.

Высота тарельчатой части колонны находится по уравнению

$$H_T = (N_T - 1)h_{MT}, \quad (43)$$

где h_{MT} – расстояние между тарелками, выбираемое в зависимости от диаметра колонны и типа тарелок.

На рис. 18 представлена блок-схема алгоритма расчета основных размеров колонны.

Высоту сепарационных пространств в нижней, средней и верхней частях колонны выбирают конструктивно в пределах $H_c = (0,4-0,8)D_a$.

Объем кубовой части колонны рассчитывают из условия обеспечения 5-10 минутной работы колонны в случае прекращения подачи сырья в колонну.

3.1.7 Определение диаметра патрубков

Диаметры патрубков определяют на основе использования уравнения объемного расхода, из которого следует

$$d_{\Pi} = \sqrt{\frac{4V_c}{\pi \cdot w_c}}, \quad (44)$$

где V_c – объемный расход среды, m^3/c ; w_c – скорость потока среды в патрубке, для паров $w_c = 10 - 15$ м/с, для жидкостей $w_c = 0,5 - 1,0$ м/с.

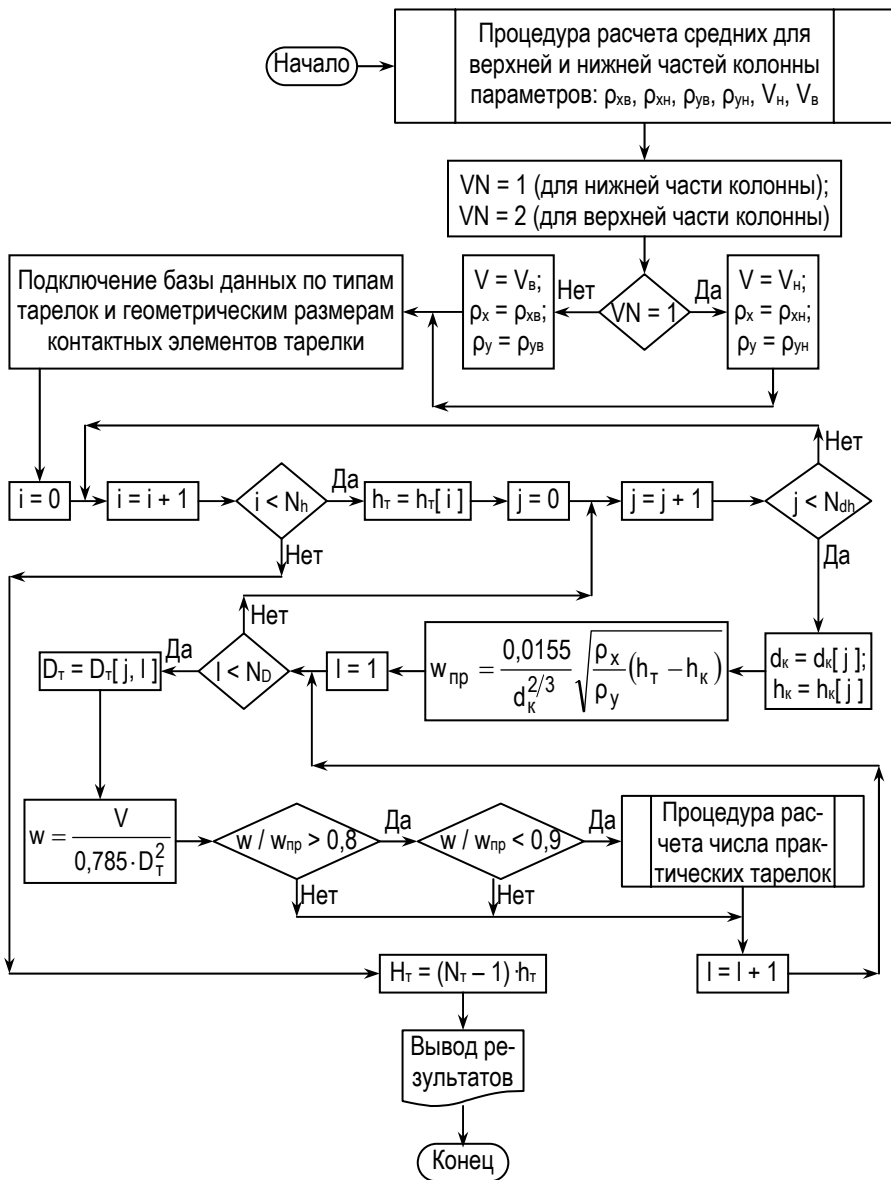


Рисунок 18 – Блок-схема алгоритма расчета основных размеров тарельчатой ректификационной колонны

3.1.8 Определение гидравлического сопротивления тарельчатой колонны

Гидравлическое сопротивление ситчатой тарелки может быть рассчитано по уравнению

$$\Delta P_{CT} = 0,0135 w_o^{1,25} \sigma^{0,09} \rho_y \rho_x h_c \left[\frac{d_o}{\delta} \right]^{0,12} \left[\frac{G_x}{G_y} \right]^n, \quad (45)$$

где w_o – скорость пара в отверстиях тарелки, $w_o = w_p / \Sigma F_o$; ΣF_o – суммарная площадь отверстий, $\Sigma F_o \approx 0,1 \cdot (0,785 \cdot D_a^2)$; h_c – высота подъема сливного порога на тарелке, мм; δ – толщина полотна тарелки, мм; d_o – диаметр отверстий тарелки, мм; σ – поверхностное натяжение жидкости на тарелке, определяемое как среднеарифметическая величина для компонентов раствора, дин/см; n – показатель, для $(G_x/G_y) = (0,3 - 0,5)$, $n=0,135$, для $(G_x/G_y) > 5$, $n = 0,3$.

Общее полное сопротивление колонны

$$\Delta P_{OCK} = \Delta P_{CH} N_H + \Delta P_{CB} N_B, \quad (46)$$

где ΔP_{CH} , ΔP_{CB} – сопротивление ситчатых тарелок нижней и верхней частей колонны соответственно; N_H , N_B – число тарелок верхней и нижней частей колонны соответственно.

Гидравлическое сопротивление колпачковой тарелки равно

$$\Delta P_{KT} = \Delta P_1 + \Delta P_2 + \Delta P_3, \quad (47)$$

где ΔP_1 – сопротивление сухой тарелки при открытых прорезях колпачка; ΔP_2 – сопротивление, обусловленное силами поверхностного натяжения раствора; ΔP_3 – давление столба газожидкостного слоя на тарелке при открытых прорезях колпачка.

Гидравлическое сопротивление сухой тарелки

$$\Delta P_1 = \zeta \frac{\rho_y w_{yn}^2}{2}, \quad (48)$$

где ζ – коэффициент сопротивления сухой тарелки, для колпачковых тарелок $\zeta = 4,0 - 5,0$; w_{yn} – скорость пара в прорезях колпачка, $w_{yn} = w/f_{nn}$; f_{nn} – суммарное сечение паровых патрубков (прорезей колпачков) на тарелке, $f_{nn} = 0,785 d_{nn}^2 n_{nn}$; d_{nn} – диаметр парового патрубка; n_{nn} – число паровых патрубков.

Гидравлическое сопротивление, обусловленное силами поверхностного натяжения жидкости, равно

$$\Delta P_2 = 4\sigma / d_3, \quad (49)$$

где d_3 – эквивалентный диаметр прорезей на колпачке.

Сопротивление слоя жидкости на тарелке

$$\Delta P_3 = \rho_x g h_{\text{п}}, \quad (50)$$

где $h_{\text{п}}$ – высота переливной планки на тарелке, м.

Общее (полное) сопротивление колонны с колпачковыми тарелками определяют, используя уравнение

$$\Delta P_{\text{отк}} = \Delta P_{\text{кн}} N_{\text{н}} + \Delta P_{\text{кв}} N_{\text{в}}, \quad (51)$$

где $\Delta P_{\text{кн}}$, $\Delta P_{\text{кв}}$ – сопротивление колпачковых тарелок нижней и верхней частей колонны соответственно.

Давление паров в нижней части колонны с учетом сопротивления тарелок равно $\Pi_{\text{нк}} = \Pi + \Delta P_{\text{отк}}$.

3.2 Расчет колонны насадочного типа

3.2.1 Расчет диаметра колонны

К интенсивным режимам работы насадочной колонны относятся пленочный режим и режим подвисяния. Пределом нагрузки аппаратов, работающих в пленочном режиме, является режим захлебывания – предельная скорость пара, при которой подъемная сила парового потока превышает силу тяжести стекающей по насадке жидкости и при которой происходит инверсия фаз: жидкость становится сплошной фазой, а пар – дисперсной.

Для определения критической скорости пара, при которой наступает режим захлебывания, в расчетах часто используют эмпирическое уравнение [3, 2; 9, 292]:

$$\lg \left[\frac{w_{\text{пр}}^2 \sigma_{\text{н}} \rho_y \mu_x^{0,16}}{g \varepsilon^3 \rho_x} \right] = A - 1,75 \left(\frac{L}{G} \right)^{0,25} \left(\frac{\rho_y}{\rho_x} \right)^{0,125}, \quad (52)$$

где $\sigma_{\text{н}}$, ε – удельная поверхность, $\text{м}^2/\text{м}^3$, и свободный объем насадки; L , G – массовые расходы стекающей жидкости и поднимающихся по колонне паров, $\text{кг}/\text{с}$; μ_x – вязкость жидкости, сПз ; A – коэффициент, зависящий от типа насадки.

Характеристики некоторых насадок приведены в приложении (табл. А.6).

Критическая скорость пара рассчитывается отдельно для верхней и нижней частей колонны, рабочая скорость пара обычно составляет $w_p \leq (0,85 - 0,9) w_{пр}$.

Диаметр колонны рассчитывают по уравнению (37) и округляют до ближайшего стандартного, а затем уточняется средняя рабочая скорость паров в отдельных частях колонны в соответствии с выбранным стандартным диаметром.

3.2.2 Расчет высоты слоя насадки

Высоту слоя насадки для каждой части колонны можно рассчитать, используя модифицированное уравнение массопередачи [9, 292], при этом

$$H_B = H_{оув} \cdot m_{оув} , \quad (53)$$

$$H_H = H_{оун} \cdot m_{оун} . \quad (54)$$

Высота слоя насадки для единицы переноса в паровой фазе для верхней части колонны определяется по формуле [13, 319]

$$h_{оув} = 0,615d_p Re_{ув}^{0,345} Pr_y^{0,67} , \quad (55)$$

где $Re_{ув}$ – число Рейнольдса при движении пара в слое насадки, $Re_{ув} = w_{рв} d_p \rho_y / \mu_y$; Pr_y – число Прандтля диффузионное для паровой фазы в верхней части колонны, $Pr_y = \mu_y / \rho_y D_y$.

Высота слоя насадки для единицы переноса в жидкой фазе для верхней части колонны определяется по формуле [13, 319]

$$h_{охв} = 119 \cdot \delta_{прв} \cdot Re_{хв}^{0,25} \cdot Pr_{хв}^{0,5} . \quad (56)$$

Полная высота слоя насадки, эквивалентная единице переноса в верхней части колонны, равна

$$H_{оув} = h_{оув} + m_p \cdot [(R_{опт} + 1) / R_{опт}] \cdot h_{охв} , \quad (57)$$

где m_p – угловой коэффициент наклона равновесной линии на расчетном участке процесса массопередачи.

Уравнения (55) – (57) используются также для расчета высоты слоя насадки, эквивалентной единице переноса в нижней части колонны с учетом соответствующих расходов паровой и жидкой фаз, а также параметров процесса.

На рис. 19 представлена блок-схема алгоритма расчета основных размеров насадочной ректификационной колонны.

В литературе [4] рекомендовано расчетный объем насадки для каждой части колонны увеличить на 25 %, т.к. расчетом не всегда можно учесть неравномерность распределения жидкости по насадке, частичное оголение части насадки, а также образование в ней застойных зон.

3.2.3 Определение числа слоев насадки и полной геометрической высоты колонны

Для определения полной высоты ректификационной колонны необходимо предусмотреть определенные объемы аппарата для ввода и распределения потоков пара и жидкости, для размещения перераспределительных устройств (конусов и тарелок), а также сепарационных объемов для снижения брызгоуноса.

Основной особенностью насадочных колонн является необходимость обеспечения в ней равномерного распределения орошающей жидкости по поперечному сечению аппарата.

С этой целью в колоннах с общей высотой слоя насадки более 5 диаметров колонны распределяют насадку отдельными слоями с установкой между ними перераспределительных тарелок и конусов. Характеристики распределительных и перераспределительных тарелок приведены в приложении (см. табл. А.7).

При загрузке колонны кольцами Рашига рекомендуется [1] высоту слоя насадки в одной зоне принимать в пределах 3-3,5 диаметров колонны, при загрузке колонны кольцами Палля высота слоя насадки в одной зоне может быть увеличена до 5 диаметров колонны.

3.2.4 Гидравлическое сопротивление насадочной колонны

Гидравлическое сопротивление слоя насадки потоку пара зависит от плотности орошения и определяется по уравнению

$$\Delta p_n = \Delta p_c (1 + b \cdot U_{op}) , \quad (58)$$

Δp_c – гидравлическое сопротивление сухой насадки; b – опытный коэффициент, учитывающий способ укладки насадки: для регулярно уложенных кольцевых насадок $b = 0,04$, для беспоря-

дочно засыпанных насадок $b = 0,06$; $U_{ор}$ – плотность орошения насадки жидкостью, $м^3/м^2 \cdot ч$.

Сопrotивление сухой насадки находят по формуле

$$\Delta p_c = \lambda N_{сн} \rho_y w_y^2 / 8 \varepsilon^3, \quad (59)$$

где λ – коэффициент сопротивления, зависящий от способа укладки насадки и режима течения пара: для беспорядочно засыпанных насадок при ламинарном режиме потока пара ($Re_y < 40$) $\lambda = 140/Re_y$; при турбулентном режиме течения пара ($Re_y > 40$) $\lambda = 16/Re_y^{0,2}$; для регулярно уложенных насадок $\lambda = 9,2/Re_y^{0,375}$.

4 ПОДБОР ВСПОМОГАТЕЛЬНОГО ОБОРУДОВАНИЯ

4.1 Расчет и выбор подогревателя исходной смеси

В подогревателе исходной смеси поступающий раствор нагревают до температуры кипения ее на питающей тарелке. В качестве подогревателя раствора чаще всего используют кожухотрубный теплообменник, обогреваемый насыщенным водяным паром. В энерготехнологических агрегатах для нагревания исходной смеси может быть использовано тепло охлаждения кубового остатка или тепло конденсации паров дистиллата.

Тепловой поток, необходимый для подогрева исходного раствора до температуры кипения, равен

$$Q_{ис} = G_{ис} c_{ис} (t_{кип} - t_{ис}), \quad (60)$$

где $c_{ис}$ – теплоемкость исходного раствора; $t_{кип}$ – температура кипения смеси на тарелке питания, определяемая с помощью $t - x - y$ диаграммы.

Расход греющего пара для подогрева исходной смеси

$$D_{гп} = \frac{Q_{ис}}{(H_{гп} - H_{к}) \cdot \eta}, \quad (61)$$

где $H_{гп}$, $H_{к}$ – энтальпия греющего пара и конденсата соответственно; η – коэффициент, учитывающий потери тепла в подогревателе, $\eta = 0,95 - 0,97$.

Расчетная поверхность теплопередачи подогревателя

$$F_p = \frac{Q_{ис}}{K_T \cdot \Delta t_{ср}}, \quad (62)$$

где K_T – коэффициент теплопередачи в подогревателе, для нагрева органических жидкостей с помощью тепла конденсирующегося водяного пара, $K_T = 120 - 340 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$ [9, 172]; $\Delta t_{\text{ср}}$ – средняя разность температур в подогревателе.

Затем по каталогам выбирают ближайший стандартный теплообменный аппарат с запасом поверхности на 10 – 15 %.

4.2 Расчет и выбор теплообменника – испарителя

Теплообменник – испаритель предназначен для обеспечения ректификационной колонны необходимым для ее работы теплом за счет испарения части кубового остатка и обогревается насыщенным водяным паром, температура которого должна быть на 10 – 12 °С выше температуры кипения кубового остатка.

Тепловая нагрузка теплообменника – испарителя равна

$$Q_{\text{ТИ}} = (R_{\text{опт}} + 1) \cdot G_{\text{д}} \cdot r_{\text{ко}}, \quad (63)$$

где $r_{\text{ко}}$ – удельная теплота испарения кубового остатка, Дж/кг.

Расход греющего пара в испарителе кубовой жидкости

$$D_{\text{гпи}} = \frac{Q_{\text{ТИ}}}{(H_{\text{гп}} - H_{\text{к}}) \cdot \eta}, \quad (64)$$

где $H_{\text{гп}}$, $H_{\text{к}}$ – энтальпия греющего пара и конденсата соответственно, Дж/кг; η – степень сухости греющего пара.

Расчетная поверхность теплопередачи испарителя

$$F_{\text{р ти}} = \frac{Q_{\text{ТИ}}}{K_{\text{ти}} \cdot \Delta t_{\text{ис}}}, \quad (65)$$

где $K_{\text{ти}}$ – коэффициент теплопередачи в испарителе, принимаемый равным $K_{\text{ти}} = 500 - 1000 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$; $\Delta t_{\text{ис}}$ – разность между температурами конденсации греющего водяного пара и кипения (испарения) кубового остатка.

По каталогам и ГОСТам подбирается ближайший стандартный теплообменник – испаритель с запасом поверхности теплопередачи 10 – 15 %.

4.3 Расчет и выбор конденсатора – дефлегматора

Принимая, что в дефлегматоре происходит процесс полной конденсации паров, поступающих из верхней части колонны с температурой, соответствующей температуре кипения чистого НКК, и пренебрегая малой концентрацией ВКК в парах, определяют тепловую нагрузку дефлегматора по зависимости

$$Q_{\text{кд}} = G_{\text{д}} (R_{\text{опт}} + 1) \cdot r_{\text{НКК}}, \quad (66)$$

где $r_{\text{НКК}}$ – удельная теплота конденсации НКК, Дж/кг.

Расчетная поверхность дефлегматора равна

$$F_{\text{ркд}} = \frac{Q_{\text{кд}}}{K_{\text{кд}} \cdot \Delta t_{\text{скд}}}, \quad (67)$$

где $K_{\text{кд}}$ – коэффициент теплопередачи в дефлегматоре, принимаемый в интервале 300 – 800 Вт/(м²·К) [9, 172]; $\Delta t_{\text{скд}}$ – средний температурный напор в дефлегматоре.

По каталогам выбирают ближайший больший стандартный теплообменник – конденсатор с запасом поверхности 10 – 15 %.

4.4 Расчет и выбор теплообменников для охлаждения дистиллата и кубового остатка

Тепловая нагрузка аппаратов и определение расчетной поверхности теплообменников – холодильников производятся подобно расчету подогревателя исходной смеси (п. 4.1) с учетом соответствующих процессу коэффициентов теплопередачи и температурного напора в аппаратах.

4.5 Выбор центробежного насоса

Для подачи исходной неогнеопасной смеси на тарелку питания колонны применяют центробежные насосы, выбирая который учитывают подачу насоса и общий напор.

Объемная подача насоса должна на 10 – 20 % превышать объемный расход поступающей исходной смеси, при большей подаче насоса требуется предусматривать байпасную линию для возврата части смеси в бак – хранилище.

Общий напор, который должен развивать насос, определяется по формуле

$$H_{\text{он}} = h_{\text{под}} + h_{\text{тр}} + h_{\text{мс}} , \quad (68)$$

где $h_{\text{под}}$ – высота подъема исходной смеси на тарелку питания; $h_{\text{тр}}$ – напор, расходуемый на преодоление сопротивления трения в трубопроводе; $h_{\text{мс}}$ – напор, расходуемый на преодоление местных сопротивлений.

В химическом агрегате на каждой технологической линии устанавливают по 2 насоса.

4.6 Выбор емкостей и сборников

Сборник – хранилище исходной смеси; сборники дистиллата и кубового остатка рассчитывают исходя из 6 – 8 часового резерва рабочего времени и с учетом коэффициента их заполнения, принимаемого $\psi = 0,8 - 0,85$.

Расчетный объем бака – хранилища исходной смеси

$$V_{\text{ис}} = \frac{G_f \cdot \tau}{\psi \cdot \rho_{\text{ис}}} , \quad (69)$$

где $\rho_{\text{ис}}$ – плотность исходной смеси, кг/м³.

Как правило, емкости устанавливают попарно: одна рабочая, другая запасная.

5 ПРИМЕРЫ РАСЧЕТОВ НА ПЭВМ РЕКТИФИКАЦИОННЫХ КОЛОНН

Исходные данные. Рассчитать ректификационную колонну непрерывного действия для разделения бинарной смеси ацетон – бензол под атмосферным давлением. Производительность по исходной смеси 9000 кг/ч; состав продуктов по легкокипящему компоненту (% мольные): в исходной смеси 24 %, в дистиллате 95 %, в кубовом остатке 3 %.

5.1 Расчеты тарельчатых колонн

5.1.1 Расчет оптимального флегмового числа

Бинарная смесь:.....1 Ацетон – бензол

Содержание НКК :	мол. д.	масс. д.
в исходной смеси.....	0.2400	0.1902
в дистиллате.....	0.9500	0.9339
в кубовом остатке.....	0.0300	0.0225

Производительность :

по исходной смеси, кг/ч..... 9000.00

по дистиллату, кг/ч..... 1655.79

по кубовому остатку, кг/ч..... 7344.21

Минимальное флегмовое число R_{\min} 2.39

Число питания F 4.38

Оптимальное флегмовое число R_{opt} 3.71

Оптимальное флегмовое число соответствует
минимальному значению функции $Moy(R+1)=f(R)$

Координаты точек для построения этой зависимости:

R	2.63	2.87	3.11	3.35	3.59	3.83
$Moy(R+1)$	96.15	87.14	83.15	81.27	80.54	80.53
R	4.07	4.30	4.54	4.78	5.02	5.26
$Moy(R+1)$	80.99	81.80	82.85	84.09	85.48	86.99

5.1.2 Расчет параметров свойств потоков

Значения средних параметров по частям колонны :

	Вверху	Внизу
мольная масса паров, кг/кмоль.....	64.681	73.895
содержание НКК в паровой фазе, мол. д.	0.670	0.210
температура пара, град. Цельсия.....	64.141	77.001
температура жидкости, град. Цельсия...	62.495	75.140
плотность пара, кг/м ³	2.339	2.574
плотность жидкости, кг/м ³	783.401	809.140
вязкость пара, мПа·с.....	0.00900	0.00920
вязкость жидкости, мПа·с.....	0.279	0.313
число единиц переноса.....	16.14	2.56

5.1.3 Расчет количества колпачковых тарелок в нижней части колонны

Тип тарелки.....	ТСК-Р
Исполнение колпачка.....	1
Расстояние между тарелками h , м.....	0.500
Диаметр колпачка d_k , м.....	0.100
Диаметр колонны D_k , м.....	1.400
Рабочая скорость пара в колонне W_y , м/с.....	0.684

Предельная скорость пара в колонне W_r , м/с.....0.851
 Высота тарельчатой части H , м..... 7.00
 Число тарелок..... 15
 Координаты точек кинетической кривой:

N	1	2	3	4	5	6
X, %(МОЛ.)	3.0	4.9	6.8	8.7	10.6	12.5
Y, %(МОЛ.)	4.6	8.4	12.0	15.4	19.2	22.4
N	7	8	9	10	11	12
X, %(МОЛ.)	14.5	16.4	18.3	20.2	22.1	24.0
Y, %(МОЛ.)	25.6	28.8	32.0	35.3	38.4	41.4

5.1.4 Расчет количества колпачковых тарелок в верхней части колонны

Тип тарелки.....ТСК-Р
 Исполнение колпачка..... 1
 Расстояние между тарелками h , м.....0.400
 Диаметр колпачка d_k , м.....0.100
 Диаметр колонны D_k , м.....1.400
 Рабочая скорость пара в колонне W_y , м/с.....0.659
 Предельная скорость пара в колонне W_r , м/с.....0.773
 Высота тарельчатой части H , м..... 10.80
 Число тарелок..... 28
 Координаты точек кинетической кривой:

N	1	2	3	4	5	6
X, %(МОЛ.)	24.0	30.5	36.9	43.4	49.8	56.3
Y, %(МОЛ.)	41.4	47.5	52.9	58.0	62.8	67.5
N	7	8	9	10	11	12
X, %(МОЛ.)	62.7	69.2	75.6	82.1	88.5	95.0
Y, %(МОЛ.)	72.1	76.7	81.4	86.2	91.0	95.8

5.1.5 Расчет количества колпачковых тарелок в нижней части колонны

Тип тарелки.....ТСК-Р
 Исполнение колпачка..... 1
 Расстояние между тарелками h , м.....0.300

Диаметр колпачка d_k , м.....0.100
 Диаметр колонны D_k , м.....1.600
 Рабочая скорость пара в колонне W_y , м/с.....0.524
 Предельная скорость пара в колонне W_r , м/с.....0.631
 Высота тарельчатой части H , м..... 3.60
 Число тарелок..... 13
 Координаты точек кинетической кривой:

N	1	2	3	4	5	6
X, %(МОЛ.)	3.0	4.9	6.8	8.7	10.6	12.5
Y, %(МОЛ.)	4.9	8.8	12.4	15.8	19.6	22.9
N	7	8	9	10	11	12
X, %(МОЛ.)	14.5	16.4	18.3	20.2	22.1	24.0
Y, %(МОЛ.)	26.0	29.2	32.4	35.7	38.8	41.7

5.1.6 Расчет количества ситчатых тарелок в нижней части колонны

Расстояние между тарелками h , м.....0.400
 Диаметр колонны D_k , м.....1.200
 Рабочая скорость пара в колонне W_y , м/с.....0.931
 Предельная скорость пара в колонне W_r , м/с.....1.064
 Высота тарельчатой части H , м..... 6.40
 Число тарелок..... 17
 Координаты точек кинетической кривой:

N	1	2	3	4	5	6
X, %(МОЛ.)	3.0	4.9	6.8	8.7	10.6	12.5
Y, %(МОЛ.)	4.4	8.1	11.7	15.0	18.8	22.1
N	7	8	9	10	11	12
X, %(МОЛ.)	14.5	16.4	18.3	20.2	22.1	24.0
Y, %(МОЛ.)	25.2	28.4	31.7	35.0	38.2	41.2

5.1.7 Расчет количества ситчатых тарелок в верхней части колонны

Расстояние между тарелками h , м.....0.400
 Диаметр колонны D_k , м.....1.200
 Рабочая скорость пара в колонне W_y , м/с.....0.897

Предельная скорость пара в колонне W_r , м/с.....1.098
 Высота тарельчатой части H , м.....11.20
 Число тарелок..... 29
 Координаты точек кинетической кривой:

N	1	2	3	4	5	6
X,%(МОЛ.)	24.0	30.5	36.9	43.4	49.8	56.3
Y,%(МОЛ.)	41.2	47.2	52.7	57.7	62.6	67.3
N	7	8	9	10	11	12
X,%(МОЛ.)	62.7	69.2	75.6	82.1	88.5	95.0
Y,%(МОЛ.)	72.0	76.6	81.3	86.1	90.9	95.7

5.1.8 Расчет количества ситчатых тарелок в нижней части колонны

Расстояние между тарелками h , м.....0.350
 Диаметр колонны D_k , м.....1.400
 Рабочая скорость пара в колонне W_y , м/с.....0.684
 Предельная скорость пара в колонне W_r , м/с.....0.851
 Высота тарельчатой части H , м..... 4.55
 Число тарелок..... 14
 Координаты точек кинетической кривой:

N	1	2	3	4	5	6
X,%(МОЛ.)	3.0	4.9	6.8	8.7	10.6	12.5
Y,%(МОЛ.)	4.7	8.6	12.1	15.5	19.4	22.6
N	7	8	9	10	11	12
X,%(МОЛ.)	14.5	16.4	18.3	20.2	22.1	24.0
Y,%(МОЛ.)	25.7	28.9	32.2	35.5	38.6	41.5

Эскиз тарельчатой колонны представлен на рис. 20.

5.2 Расчеты насадочных колонн

5.2.1 Расчет высоты слоя насадки в нижней части колонны

Тип насадки..... керамические кольца Рашига 35×35×4
 Удельная поверхность насадки, m^2/m^3140.00
 Свободный объем насадки, m^3/m^30.78
 Эквивалентный диаметр насадки, м.....0.022

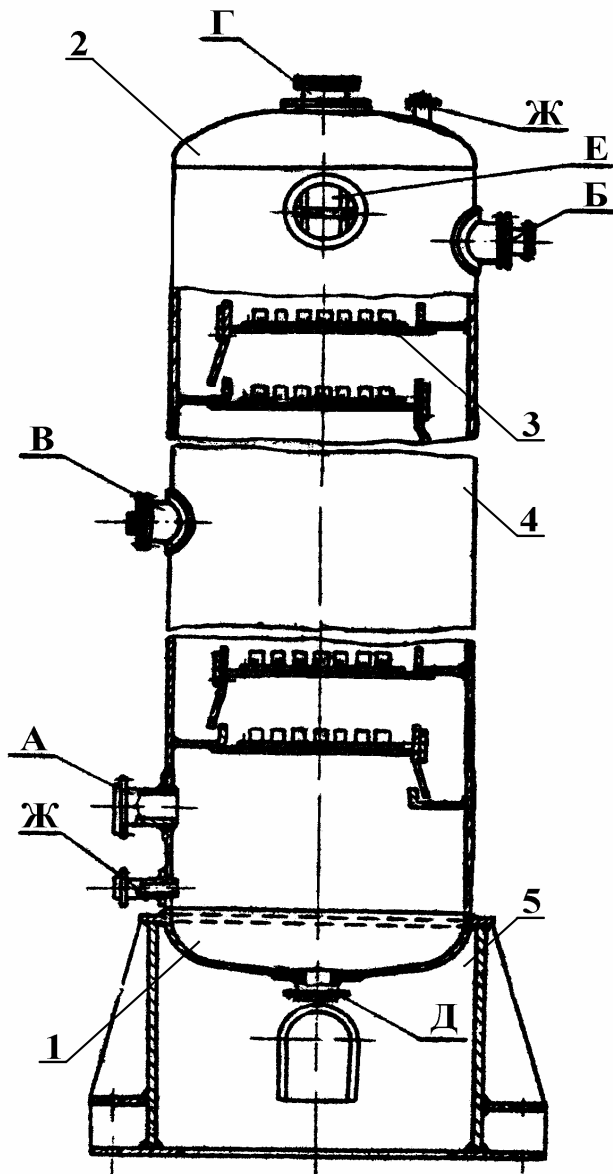


Рисунок 20 – Колонна ректификационная тарельчатая:
 А – вход паров; Б – вход флегмы; В – вход исходной смеси; Г – выход паров; Д – выход кубового остатка;
 Е – люк-лаз; Ж – для КИП; 1 – днище; 2 – крышка;
 3 – тарелка ТСК-Р; 4 – корпус; 5 – опора

Диаметр колонны D_k , м.....	1.400
Рабочая скорость пара в колонне W_y , м/с.....	0.69
Эквивалентная высота насадки, м.....	0.807
Высота слоя насадки, м.....	2.066

5.2.2 Расчет высоты слоя насадки в верхней части колонны

Тип насадки.....	керамические кольца Рашига 35×35×4
Удельная поверхность насадки, m^2/m^3	140.00
Свободный объем насадки, m^3/m^3	0.78
Эквивалентный диаметр насадки, м.....	0.022
Диаметр колонны D_k , м.....	1.400
Рабочая скорость пара в колонне W_y , м/с.....	0.76
Эквивалентная высота насадки, м.....	0.877
Высота слоя насадки, м.....	14.152

5.2.3 Расчет высоты слоя насадки в нижней части колонны

Тип насадки.....	керамические кольца Рашига 25×25×3
Удельная поверхность насадки, m^2/m^3	204.00
Свободный объем насадки, m^3/m^3	0.74
Эквивалентный диаметр насадки, м.....	0.015
Диаметр колонны D_k , м.....	1.800
Рабочая скорость пара в колонне W_y , м/с.....	0.42
Эквивалентная высота насадки, м.....	0.477
Высота слоя насадки, м.....	1.221

5.2.4 Расчет высоты слоя насадки в верхней части колонны

Тип насадки.....	керамические кольца Рашига 25×25×3
Удельная поверхность насадки, m^2/m^3	204.00
Свободный объем насадки, m^3/m^3	0.74
Эквивалентный диаметр насадки, м.....	0.015
Диаметр колонны D_k , м.....	1.800
Рабочая скорость пара в колонне W_y , м/с.....	0.46
Эквивалентная высота насадки, м.....	0.518
Высота слоя насадки, м.....	8.363

5.3 Выбор конструктивного исполнения ректификационной колонны

Как видно из приведенных примеров расчета, при проектированииректификационных колонн возникает необходимость провести сравнительный анализ различных вариантов конструктивного исполнения колонны.

Такой анализ проводится на основе различных оценочных критериев и в окончательном виде должен быть представлен в стоимостных показателях. Одним из таких оценочных критериев служит материалоемкость аппарата.

Для тарельчатыхректификационных колонн масса тарельчатой части может быть представлена в виде

$$\begin{aligned} M &= \sum_{i=1}^{i=2} [M_K + M_T] = \sum_{i=1}^{i=2} [\pi \cdot (D_K + \delta) \cdot H_T \cdot \delta \cdot \rho_M + N_T \cdot m_T] = \\ &= \sum_{i=1}^{i=2} [\pi \cdot (D_K + \delta) \cdot h_{MT} \cdot (N_T - 1) \cdot \delta \cdot \rho_M + N_T \cdot m_T], \end{aligned} \quad (70)$$

где M_K , M_T – масса корпуса и масса тарелок соответственно, кг; ρ_M – плотность материала корпуса, кг/м^3 ; δ – толщина стенки корпуса, м; m_T – масса одной тарелки, кг; $i = 1$ – для нижней части колонны; $i = 2$ – для верхней части колонны.

Для насадочныхректификационных колонн масса насадочной части может быть определена по аналогичной формуле:

$$M = \sum_{i=1}^{i=2} \pi \cdot (D_K + \delta) \cdot H_{\text{нас}} \cdot \delta \cdot \rho_M. \quad (71)$$

В таблице 5 представлены результаты расчетов по уравнениям (70) и (71) для различных вариантов конструктивного исполненияректификационной колонны, рассчитанной по предложенным выше исходным данным. Корпус колонны во всех вариантах стальной ($\rho_M = 7850 \text{ кг/м}^3$) толщиной $\delta = 10 \text{ мм}$.

Таблица 5– Массы рабочих частей ректификационной колонны для разделения 9000 кг/ч смеси ацетон – бензол

№ варианта	Тип контактного устройства	Часть колонны	Диаметр колонны, мм	Рабочая высота, мм	Число тарелок	Масса тарелки, кг	Масса рабочей части, кг
1	Тарелка колпачковая	верх	1400	10800	28	95,5	10296
		низ		7000	15		
2	Тарелка колпачковая	верх	1400	10800	28	95,5	9588
		низ	1600	3600	13	133	
3	Тарелка ситчатая	верх	1200	11200	29	70	8472
		низ		6400	17		
4	Тарелка ситчатая	верх	1200	11200	29	70	8214
		низ	1400	4550	14	90	
5	Кольца Рашига 35×35×4	верх	1400	14152			5639
		низ		2066			
6	Кольца Рашига 25×25×3	верх	1800	8363			4278
		низ		1221			

Как видно из таблицы, наиболее экономичными по материалоемкости из тарельчатых колонн являются колонны с ситчатыми тарелками (варианты № 3 и 4) за счет меньшей массы тарелок в сравнении с колпачковыми тарелками (варианты № 1 и 2).

Окончательный выбор того или иного варианта должен быть сделан на основе комплексного сравнительного анализа с учетом всех видов затрат.

СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

1. Александров И.А. Ректификационные и абсорбционные аппараты. – 3-е изд., перераб. – М.: Химия, 1978. – 280 с.
2. Аппараты колонные тарельчатые. Метод технологического и гидродинамического расчета. – ОСТ 26-01-1488-83.
3. Аппараты колонные с насадками общего применения. Метод технологического расчета. – РД 26-01-80-86.
4. Дытнерский Ю.И. и др. Основные процессы и аппараты химической технологии: Пособие по проектированию. – 2-е изд., перераб. и доп. – М.: Химия, 1983. – 272 с.
5. Касаткин А.Г., Плановский А.Н., Чехов О.С. Расчет тарельчатых ректификационных и абсорбционных аппаратов. – М.: Стандартгиз, 1961. – 81 с.
6. Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. – 9-е изд., перераб. и доп. – М.: Химия, 1971. – 784 с.
7. Каталог. Колонные аппараты. – М.: ЦИНТИХимНефтемаш, 1978. – 31 с.
8. Лащинский А.А., Толчинский А.Р. Основы конструирования и расчета химической аппаратуры. – 2-е изд., перераб. и доп. – М.: Машиностроение, 1970. – 752 с.
9. Павлов К.Ф., Романков П.Г., Носков А.А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. – 10-е изд., перераб. и доп. – Л.: Химия, 1987. – 576 с.
10. Стабников В.Н. Ректификационные аппараты. – М.: Машиностроение, 1965. – 356 с.
11. Справочник химика /Под ред. Б.Н. Никольского. – 2-е изд. – М., Л.: Химия, 1966. – Т. 5. – С. 354 – 804.
12. Тютюнников А.Б. и др. Основы расчета и конструирования массообменных колонн: Учебное пособие. – Киев: Выща школа, 1989. – 223 с.
13. Чернобыльский И.И. и др. Машины и аппараты химических производств. – 3-е изд., перераб. и доп. – М.: Машиностроение, 1975. – 456 с.
14. Дж. Перри. Справочник инженера-химика /Пер. с англ./ Под ред. Н.М. Жаворонкова, П.Г. Романкова. – Л.: Химия, 1969. – Т. 1. – 640 с.

ПРИЛОЖЕНИЕ А

(обязательное)

Т А Б Л И Ц А А.1 – Физико-химические и термодинамические свойства компонентов бинарной смеси хлороформ – бензол

Наименование параметра	Размерность	Фаз. состояние	Хлороформ			Бензол		
			температура, °С			температура, °С		
			0	20	60	0	20	80
Плотность	кг/м ³	Жидк.	1256	1489	1411	900	879	815
		Пар	5,33	4,69	4,12	3,482	3,244	2,693
Теплоемкость	Дж/(кг·К)	Жидк.	1200	1020	1080	1630	1730	2020
Теплопроводность	Вт/(м·К)	Жидк.	0,141	0,132	0,112	0,151	0,146	0,130
Теплота испарения	кДж/кг	Жидк.	271	263	248	448	436	395
Динамическая вязкость	Н·сек/м ²	Жидк.	$7 \cdot 10^{-4}$	$5,7 \cdot 10^{-4}$	$3,9 \cdot 10^{-4}$	$9,1 \cdot 10^{-4}$	$6,5 \cdot 10^{-4}$	$3,16 \cdot 10^{-4}$
		Пар				$6,8 \cdot 10^{-6}$	$7,4 \cdot 10^{-6}$	$9 \cdot 10^{-6}$
Поверхностное натяжение	Н/м	Жидк.	$3 \cdot 10^{-2}$	$2,72 \cdot 10^{-2}$	$2,77 \cdot 10^{-2}$	$3,17 \cdot 10^{-2}$	$2,9 \cdot 10^{-2}$	$2,1 \cdot 10^{-2}$

Т А Б Л И Ц А А.2 – Равновесные составы жидкости и пара ($y - x$, % мол.) и температуры кипения смеси ($^{\circ}\text{C}$) для некоторых бинарных систем при $\Pi = 760$ мм рт. ст.

Бинарная смесь	x	0	5	10	20	30	40	50	60	70	80	90	100
Ацетон-бензол	y	0	14,0	24,3	40,0	51,2	59,4	66,5	73,0	79,5	86,3	93,2	100,0
	t	89,1	78,3	76,4	72,8	69,6	66,7	64,3	62,4	60,7	59,6	58,8	56,1
Ацетон-вода	y	0	60,3	72,0	80,3	82,7	84,2	85,5	86,9	88,2	90,4	94,3	100,0
	t	100	77,9	69,6	64,5	62,6	61,6	60,7	59,8	59,0	58,2	57,5	56,9
Ацетон-этиловый спирт	y	0	15,5	26,2	41,7	52,4	60,5	67,4	73,9	80,2	86,5	92,9	100,0
	t	78,3	75,4	74,0	69,0	65,9	63,6	61,8	60,4	59,1	58,0	57,0	56,1
Бензол-толуол	y	0	11,5	21,4	38,0	51,1	61,9	71,2	79,0	85,4	91,0	95,9	100,0
	t	110,6	108,3	106,1	102,2	98,6	95,2	92,1	89,4	86,8	84,4	82,3	80,2
Бензол-уксусная кислота	y	0	26,0	42,0	59,0	68,6	75,0	79,0	83,0	88,0	92,5	97,0	100,0
	t	118,7	111,4	105,8	99,0	94,0	90,3	88,0	85,7	83,5	82,0	80,8	80,2
Вода-уксусная кислота	y	0	9,2	16,7	30,3	42,5	53,0	62,6	71,6	79,5	86,4	93,0	100,0
	t	118,7	115,4	113,8	110,1	107,5	105,8	104,4	103,3	102,1	101,3	100,6	100,0
Метилловый спирт-вода	y	0	26,8	41,8	57,9	66,5	72,9	77,9	82,5	87,0	91,5	95,8	100,0
	t	100	92,3	87,7	81,7	78,0	75,3	73,1	71,2	69,3	67,6	66,0	64,5
Метилловый спирт-этиловый спирт	y	0	7,4	14,3	27,1	39,6	51,5	62,6	72,3	79,8	86,6	93,2	100,0
	t	78,3	77,2	76,5	75,5	73,6	72,2	70,8	69,4	68,2	66,9	65,9	64,9
Муравьиная кислота-уксусная кислота	y	0	8,0	14,6	26,0	38,0	48,5	57,6	66,0	74,6	83,6	92,2	100,0
	t	118,1	116,0	115,4	112,8	110,7	108,6	107,0	105,4	103,9	102,5	101,4	100,8
Сероуглерод-четырёххлористый углерод	y	0	13,2	24,0	42,3	54,4	64,5	72,6	79,1	84,8	90,1	95,0	100,0
	t	76,7	73,7	71,0	66,0	62,3	59,0	56,1	53,7	51,6	49,6	47,9	46,3
Хлороформ-бензол	y	0	6,5	12,6	27,2	41,0	54,6	66,0	74,6	83,0	90,5	96,2	100,0
	t	80,6	80,1	79,6	78,4	77,2	75,9	74,5	73,1	71,0	68,7	65,7	61,5
Этиловый спирт-вода	y	0	33,2	44,2	53,1	57,6	61,4	65,4	69,9	75,3	81,8	89,8	100,0
	t	100	90,5	86,5	83,2	81,7	80,8	80,0	79,4	79,0	78,6	78,4	78,4

Т А Б Л И Ц А А.3 – Технические характеристики тарельчатых колонн с капсульными колпачками

Диаметр колонны, мм	Тип тарелки	Диаметр колпачков, мм	Кол-во колпачков, шт.	Межтарельчатое расстояние, мм
400	ТСК-1	80	6	200, 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900
600			13	
800			24	
1000			37	
1200	ТСК-Р	100	43	300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900
1400			39	
1600	ТСК-РЦ, ТСК-РБ	80	49	
	ТСК-Р	100	60	
1800	ТСК-Р		66	
	ТСК-РЦ, ТСК-РБ		52	
2000	ТСК-Р		86	
	ТСК-РЦ, ТСК-РБ		80	
2200	ТСК-Р		115	
	ТСК-РЦ, ТСК-РБ		88	
2400	ТСК-Р		142	
	ТСК-РЦ, ТСК-РБ		124	
2600	ТСК-Р		168	
	ТСК-РЦ, ТСК-РБ		156	
2800	ТСК-Р		202	
	ТСК-РЦ, ТСК-РБ		176	
3200	ТСК-Р		238	
	ТСК-РЦ, ТСК-РБ	220		
3600	ТСК-Р	150	168	450 – 900
	ТСК-РЦ, ТСК-РБ		136	300 – 900
	ТСК-Р		194	450 – 900
	ТСК-РЦ, ТСК-РБ		184	450 – 900

1) Колонны тарельчатые изготавливаются из сталей и сплавов: Ст.3, 0Х13, Х18Н10Т, Х17Н13М2Т, 09Г2С, 000Х18Н11, Х17Н13М3Т, 0Х17Н16М3Т, Х14Г14М3Т, ЭИ654, ЭП496, ЭП567, ЭП760, ВТ1-0, АТ-3; 2) Типы тарелок: ТСК-1 – однопоточная неразъемная, ТСК-Р – однопоточная разборная, ТСК-РЦ – двухпоточная разборная с центральным сливом, ТСК-РБ – двухпоточная разборная с боковым сливом

**Т А Б Л И Ц А А.4 – Технические характеристики
колонн с ситчатыми тарелками**

Диаметр колонны, мм	Основной материал	Краткое описание	Межтарельчатое расстояние, мм
1000	Ст. 3, X18H10T, X17H13M2T	Тарелки ситчатые неразборные и разборные с центральными и боковыми сливами. Минимальное отношение диаметров отверстия к толщине сита тарелки: для Ст. 3 $d/s = 1,25$; для X18H10T $d/s = 1,5$; для X17H13M2T $d/s = 2$	200, 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1000, 1200, 1400
1200			
1400			
1600			
1800			
2000			
2200			
2400			
2600			
2800			
3000			
3200			
3600			
4000			
Колонны с ситчатыми тарелками изготавливаются из сталей и сплавов 09Г2С, 000Х18Н11, А17Н13М3Т, Х14Г14Н3Т, ЭИ654, ЭП567, ЭП496, ЭП760, ВТ1-0, АТ-3			

Т А Б Л И Ц А А.5 – Коэффициенты диффузии ($D_x \times 10^9$ м²/с) некоторых веществ в жидкостях при $t = 25$ °С и $P = 1$ атм [14, 409]

Растворенное вещество	Растворитель	
	бензол	вода
Метиловый спирт		1,6
Уксусная кислота	2,11	1,24
Хлороформ	2,5	
Этиловый спирт		1,28

Т А Б Л И Ц А А.6 – Характеристики скрубберных насадок, неупорядоченных, свободно засыпанных [9, табл. XVII]

В и д насадки		Размеры элемента, мм	Удельная поверхность, $\sigma_n, \text{м}^2/\text{м}^3$	Свободный объем, $\varepsilon, \text{м}^3/\text{м}^3$	Эквивалентный диаметр, $d_3, \text{м}$
Кольца Рашига	керамические	10×10×1,5	440	0,7	0,006
		15×15×2	330	0,7	0,009
		25×25×3	200	0,74	0,015
		35×35×4	140	0,78	0,022
		50×50×5	90	0,785	0,035
	стальные	10×10×0,5	500	0,88	0,007
		15×15×0,5	350	0,92	0,012
		25×25×0,8	220	0,92	0,017
50×50×1		110	0,95	0,035	
Кольца Палля	керамические	25×25×3	220	0,74	0,014
		35×35×4	165	0,76	0,018
		50×50×5	120	0,78	0,026
		60×60×6	96	0,79	0,033
	стальные	15×15×0,4	380	0,9	0,010
		25×25×0,6	235	0,9	0,015
		35×35×0,8	170	0,9	0,021
		50×50×1	108	0,9	0,033
Керамические седла Берля	12,5	460	0,68	0,006	
	25	260	0,69	0,011	
	38	165	0,7	0,017	
Керамические седла "Инталокс"	12,5	625	0,78	0,005	
	19	335	0,77	0,009	
	25	255	0,775	0,012	
	38	195	0,81	0,017	
	50	118	0,79	0,027	

Т А Б Л И Ц А А.7 – Технические характеристики тарелок ТСН-2 и ТСН-3 (ОСТ 26-705 – 79)

Диаметр колон- ны, мм	Рабочее сечение тарел- ки, м ²	Перераспределительная тарелка ТСН-2				Распределительная тарелка ТСН-3			
		сечение слива, см ²	макс. плот- ность ороше- ния, м ³ /(м ² ·ч)	патрубок жидкостный*		сечение слива, см ²	макс. плот- ность ороше- ния, м ³ /(м ² ·ч)	патрубок жидкостный*	
				Ø, мм	кол-во			Ø, мм	кол-во
400	0,080	78	195	32	13	73	180	32	12
600	0,113	151	165	32	25	127	145	32	21
800	0,181	326	200	45	25	313	190	45	24
1000	0,264	471	190	45	37	391	175	45	30
1200	0,478	793	220	45	61	730	190	45	54
1400	0,754	1440	320	45	110	1249	250	45	96
1600	1,075	2421	330	57	110	2112	280	57	96
1800	1,075	2421	270	57	110	2112	240	57	96
2000	1,474	3433	300	57	156	3125	270	57	142
2200	1,936	4665	335	57	212	4268	305	57	194
2400	2,460	6073	365	57	276	5589	330	57	254
2600	2,460	6073	320	57	276	5589	290	57	254
2800	3,141	7745	345	57	352	7261	320	57	330

Примечание * – Указан наружный диаметр распределительных патрубков

Навчальне видання

Врагов Анатолій Петрович
Михайловський Яків Емануїлович

**ОПТИМІЗАЦІЙНЕ ПРОЕКТУВАННЯ РЕК-
ТИФІКАЦІЙНИХ КОЛОН
З ВИКОРИСТАННЯМ ПЕОМ**

Навчальний посібник
(Російською мовою)

Редактор Т.Г.Мироненко

Підп. до друку 09.10.00. Формат 60×80/16. Умовн. друк. арк. 4,0.
Обл.-вид. арк. 3,14. Умовн. фарбовідб. 4,0. Наклад 200 прим.
Вид. № 167. Зам. №

Видавництво СумДУ. Р.с. № 34 від 11.04.2000 р.
40007, Суми, вул. Римського-Корсакова, 2
“Ризоцентр” СумДУ. 40007, Суми, вул. Римського-Корсакова, 2