

Федеральное государственное автономное образовательное учреждение
высшего профессионального образования
«Национальный исследовательский технологический университет «МИСиС»
Новотроицкий филиал
Кафедра математики и естествознания

РАСЧЕТ ТАРЕЛЬЧАТОЙ РЕКТИФИКАЦИОННОЙ КОЛОННЫ

Методическое пособие к выполнению курсовой работы по дисциплине
«Массообменные процессы и аппараты химической технологии» для
студентов по направлению 18.03.01 «Химическая технология» всех
форм обучения

Новотроицк 2014

Составитель **А. В.Горохов.**

Расчет тарельчатой ректификационной колонны: Методическое пособие к выполнению курсовой работы по дисциплине «Массообменные процессы и аппараты химической технологии» для студентов по направлению 240100 «Химическая технология» всех форм обучения., 2014, 28 с.

1. ОБЩИЕ ПОЛОЖЕНИЯ

Ректификацией называется тепломассообменный процесс разделения гомогенных смесей на составляющие, компоненты путем взаимодействия пара и жидкости, не находящихся в термодинамическом равновесии. При этом одна группа веществ, составляющих смесь, переходит преимущественно в пар (легколетучие, или низкокипящие компоненты - НКК), а другая часть - в жидкость, или кубовый остаток (высококипящие компоненты - ВКК). Таким образом, в процессе ректификации происходит перенос веществ из фазы в фазу, что позволяет относить этот процесс к группе массообменных. Создание противоточных парового и жидкостного потоков, контактирующих между собой, осуществляется в ректификационных колоннах (рисунок 1).

Исходная смесь F из своей емкости I насосом 2 подается через теплообменник 3 , где она нагревается до температуры кипения, на питающую тарелку ректификационной колонны 4 и стекает в нижнюю часть колонны, называемую кубом. Из куба часть жидкости отводится через делитель 12 в виде кубового остатка на холодильник 11 , а другая - поступает в нагреватель колонны 9 , где доводится до температуры кипения. Образовавшиеся в кипяильнике пары возвращаются в кубовую часть колонны и движутся навстречу жидкостному потоку вверх по колонне.

Из верхней сепарационной части колонны пары G поступают в дефлегматор 5 , где частично или полностью конденсируются. Образовавшаяся жидкость с температурой кипения в делителе флегмы 6 делится на дистиллят P , который поступает в конденсатор-холодильник 7 с целью снижения температуры готового продукта до требуемой температуры, и флегму Φ , подаваемую на орошение колонны на верхнюю тарелку и стекающую вниз навстречу паровому потоку.

Место ввода исходной смеси в ректификационную колонну (питающая тарелка) делит колонну на две части: верхнюю укрепляющую часть A и нижнюю исчерпывающую часть колонны B .

Исходная смесь F , как и флегма Φ , подается в колонну в виде жидкости при температуре кипения.

В схеме ректификационной колонны включается дополнительное оборудование, предназначенное для хранения исходной смеси I и дистиллята 8 , а также насос 2 для перекачки исходной жидкой смеси.

Ректификационная колонна представляет собой цилиндрический аппарат, внутри которого смонтированы контактные устройства той или иной конструкции. В зависимости от типа контактных устройств ректификационные колонны делятся на пленочные, насадочные и тарельчатые.

Тарельчатые ректификационные колонны наиболее широко применяются в заводской практике, т.к. они имеют высокую разделительную способность, устойчиво работают при значительных колебаниях нагрузок по жидкости и пару, допускают создание аппаратов большого диаметра (10 - 15 м).

Расчеты ректификационных колонн для разделения многокомпонентных и бинарных смесей базируются на общих Физико-химических закономерностях. Но в основе любого метода расчета лежит ряд исходных допущений, которые в значительной мере упрощают расчетную процедуру.

В предлагаемой методике расчета ректификационной колонны использованы следующие допущения.

1. Молярные потоки жидкости и пара на участке колонны между вводами и выводами продукта остаются постоянными.

2. Состав жидкости, стекающей в куб, равен составу пара, поднимающегося из куба.

3. Состав пара, поступающего из колонны а дефлегматор, равен составу жидкости, стекающей из дефлегматора в колонну.

В данной методической разработке предлагается использовать графоаналитический метод кинетического расчета тарельчатого ректификационного аппарата для разделения бинарной смеси.

2. Методика и расчет полной ректификационной колонны с ситчатыми тарелками

2.1. Исходные данные

Исходная бинарная смесь – бензол - орто-ксилол. Производительность установки по исходной смеси $F = 10100$ кг/ч. Температура исходной смеси $t = 28^\circ\text{C}$.

Составы, жидкости масс. доли:

исходной смеси $x_F = 0,45$;

дистиллята $x_P = 0,918$;

кубового остатка $x_W = 0,0175$.

Температура охлаждающей воды $t_b = 21^\circ\text{C}$. Давление греющего пара (насыщенного) - 9 ати. Давление в колонне (среднее) - 1,1 ат. Конструкция аппарата: тарельчатая, ситчатая.

2.2. Равновесие в системах пар-жидкость

Парциальное давление пара каждого компонента для идеальных жидких смесей зависит от температуры и пропорционально мольной доли данного компонента в жидкости (закон Рауля):

$$p_{\text{НKK}} = P_{\text{НKK}} * x \quad (1)$$

$$p_{\text{ВKK}} = P_{\text{ВKK}} * (1 - x) \quad (2)$$

где $p_{\text{НKK}}$ и $p_{\text{ВKK}}$ - парциальные давления низкокипящего и высококипящего компонентов, Па;

$P_{\text{НKK}}$ и $P_{\text{ВKK}}$ - упругость, или давление насыщенных паров над чистыми компонентами, Па;

x - содержание низкокипящего компонента в жидкости, мольн. доли.

Общее давление пара над жидкостью равно сумме парциальных давлений (закон Дальтона):

$$P = p_{\text{НKK}} + p_{\text{ВKK}} = P_{\text{НKK}} * x + P_{\text{ВKK}} * (1 - x) \quad (3)$$

Решая это уравнение относительно x , получаем:

$$x = (P - P_{\text{ВKK}}) / (P_{\text{НKK}} - P_{\text{ВKK}}) \quad (4)$$

Парциальное давление компонента можно получить по закону Дальтона:

$$p_{\text{НKK}} = P * y_{\text{НKK}} \text{ или } P_{\text{НKK}} * x = P * y_{\text{НKK}} \quad (5)$$

где $y_{\text{НKK}}$ - содержание низкокипящего компонента в парах, мольн. доли.

При совместном решении уравнений (1) и (5) можно получить равновесный состав пара:

$$y_{\text{НKK}} = p_{\text{НKK}} / P = P_{\text{НKK}} * x / (P_{\text{НKK}} * x + P_{\text{ВKK}} * (1 - x)) = \alpha * x / (1 + (\alpha - 1) * x), \quad (6)$$

где α - относительная летучесть НКК.

При решении приведенных уравнений строятся следующие графики:

а) изобара равновесных составов, называемая кривой равновесия, определяющая равновесные составы пара и жидкости при постоянном давлении (рисунок 2);

б) изобары температур кипения и конденсации, определяющие температуру кипения жидкости и температуру конденсации паров заданного состава (рисунок 3).

Для построения этих графиков необходимо задаться рядом температур, лежащих между температурами кипения чистого бензола (80,1°C) и чистого о-ксилола (144,4°C).

Давление паров отдельных компонентов при заданных температурах находится по уравнению Антуана

$$\lg P = A - B / (C + t), \quad (7)$$

где P - давление паров над чистым компонентом при какой-то температуре, мм рт.ст.;

t - температура, °C;

A, B, C - эмпирические константы.

Таблица 1 - Значения констант A, B, C

Соединение	A	B	C
Бензол	6,91	1214	221
О-ксилол	7,0	1475	214

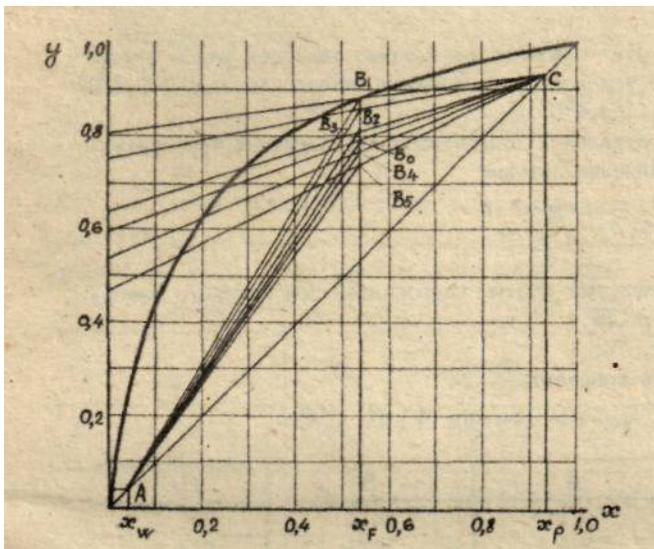


Рисунок 2 – Диаграмма равновесия составов пар-жидкость

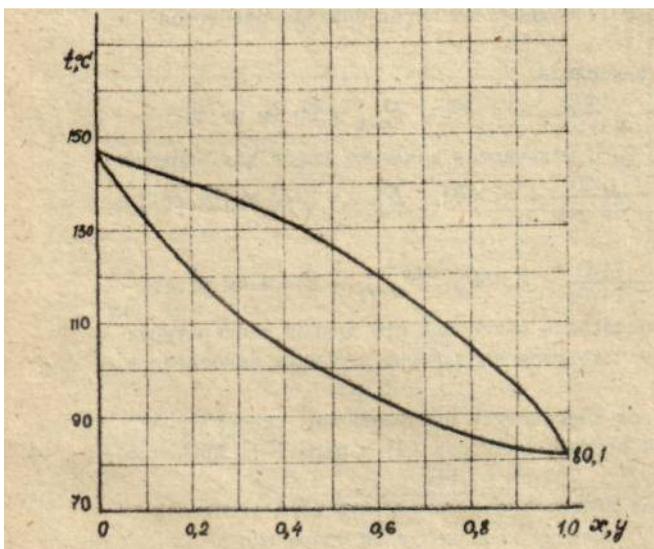


Рисунок 3 – Изобары компонентов

При температуре $80,1^{\circ}\text{C}$ давление паров бензола равняется 760 мм рт.ст.

Давление паров о-ксилола при температуре $80,1^{\circ}\text{C}$ по формуле (7):

$\lg P_{o-k} = 7 + 1475/(214 + 80,1) = 1,978$. $P_{o-k} = 95$ мм рт.ст.

При температуре 90 °С давление паров бензола равняется

$\lg P_{бен} = 6,91 + 1214/(221 + 90) = 3,0083$. $P_{бен} = 1020$ мм рт.ст.

$\lg P_{o-k} = 7 + 1475/(214 + 90) = 1,138$. $P_{o-k} = 137,4$ мм рт.ст.

Давления паров бензола и о-ксилола при других температурах в указанном интервале находятся аналогично и данные заносятся в таблицу 2.

Таблица 2 – Расчет равновесия смеси бензол – о-ксилол

t, °С	$P_{нkk}$, мм рт.ст.	$P_{вkk}$, мм рт.ст.	x (формула 4), мольн.доли	y (формула 5), мольн.доли
80,1	760	96,54	1	1
85	876,35	116,65	0,847	0,977
90	1015	140,61	0,708	0,946
95	1170,11	168,48	0,591	0,909
100	1342,98	200,7	0,49	0,865
105	1534,88	237,78	0,403	0,813
110	1747,13	280,24	0,327	0,752
115	1981,09	328,64	0,261	0,68
120	2238,12	383,56	0,203	0,6
125	2519,59	445,62	0,152	0,51
130	2826,9	515,48	0,106	0,393
135	3161,46	593,8	0,065	0,269
140	3524,68	681,29	0,0277	0,128
144,4	3869,13	760	0	0

По упругости паров компонентов при различных температурах находятся равновесные составы: жидкости формула (4) и пара формула (6), причем общее давление берётся $P = 760$ мм рт.ст.

Определяем состав смеси, дистиллята и кубового остатка в мольных долях по низкокипящему компоненту по уравнению

$$x = x_{нkk} / M_{нkk} / (x_{нkk} / M_{нkk} + (1 - x_{нkk}) / M_{вkk}) \quad (8)$$

Пересчитаем по формуле (8) в мольные доли:

1) исходное питание $x_F = 0,45/78 / (0,45/78 + (1 - 0,45)/106) = 0,527$;

2) дистиллят $x_P = 0,918/78 / (0,918/78 + (1 - 0,918)/106) = 0,95$;

3) кубовый остаток $x_W = 0,0175/78 / (0,0175/78 + (1 - 0,0175)/106) = 0,021$.

На основании расчетных данных строятся изобары равновесия x – y (см. рисунок 2) и изобары температуры кипения и конденсации (см. рисунок 3).

2.3. Определение оптимального флегмового числа

Флегмовым числом называется отношение количества флегмы Ф к количеству дистиллята Р:

$$R = \Phi/P \quad (9)$$

На диаграмме $x - y$ (см. рисунок 2) величина отрезка B на оси y , получаемого продолжением рабочей линии укрепляющей части колонны до пересечения с осью y , однозначно связана со значением флегмового числа

$$R = (x_P - B)/B \quad (10)$$

Минимальному значению флегмового числа соответствует максимальное значение отрезка B_{\max} , который образуется при проведении линии через точку C с координатами $(x_P; y_P)$ и точку B_i с координатами $(x_F; y_F)$ до пересечения с осью y

$$R_{\min} = (x_P - B_{\max})/B_{\max} \quad (10a)$$

В точке B_1 (см. рисунок 2) движущая сила равна 0, поэтому заданное разделение исходной смеси может быть достигнуто при различных значениях флегмового числа, больше R_{\min} .

При проверочном проектировании ректификационной колонны должно быть выбрано оптимальное значение флегмового числа, при котором рабочий объем аппарата будет минимальным.

Объем колонны

$$V = n_{ox} * H_P \quad (11)$$

где S_k - площадь поперечного сечения колонны, m^2 ;

H_P - рабочая высота колонны, m .

Рабочая высота колонны может быть определена по модифицированному уравнению массопередачи

$$H_P = h_x * n_{ox} \quad (12)$$

где h_x - высота колонны, эквивалентная единице переноса, m ;

n_{ox} - число единиц переноса (ЧЕП),

ЧЕП определяется по значениям рабочих и равновесных концентраций и, следовательно, изменяется при изменении флегмового числа.

Поперечного сечения колонны определяется из уравнения расхода

$$S_k = V/W, \quad (13)$$

где V - объемный расход паровой фазы в колонне, m^3/c ;

W - скорость пара в колонне, m/c .

Объемный расход паровой фазы в колонне при прочих равных условиях пропорционален молярному расходу σ и, следовательно, можно записать

$$S_k = \sigma/W \quad (14)$$

При заданной производительности колонны и условиях разделения величины σ , h_x , W остаются неизменными, и можно сделать вывод, что минимум рабочего объема совпадает с минимумом величины

$$V = (R + 1) * n_{ox} \quad (15)$$

Таким образом, задача отыскания оптимального флегмового числа сводится к задаче отыскания минимума функции

$$R = f((R + 1) * n_{ox}) \quad (16)$$

Определение минимума этой функции удобно производить гра-

фическим путем в следующей последовательности:

а) на графике $x - y$ определяется значение V_{\max} и по формуле (10а) определяется величина R_{\min} ;

б) выбирается ряд значений флегмового числа, больших R_{\min} (5 – 6 значений);

в) для каждого выбранного значения флегмового числа графически на диаграмме $x - y$ наносятся рабочие линии;

г) для каждого значения флегмового числа графическим путем вычисляется значение интеграла в пределах от x_W до x_P :

$$n_{ox} = \int dx/(x - x^*) \quad (17)$$

Перед проведением графического интегрирования целесообразно составить таблицу зависимости $1/(x - x^*)$ от значения x ;

д) проведенные вычисления позволяют построить график в координатах $(R + 1) * n_{ox}$ от R .

Значение R , при котором функция имеет минимум, будет оптимальным значением флегмового числа $R_{\text{опт}}$.

На диаграмме $x - y$ (см. рисунок 2) наносится точка А ($x_W = y_W = 0,021$) и точка С ($x_P = y_P = 0,95$), а на кривой равновесия наносится точка В₁, с абсциссой $x_F = 0,527$. Из точки С проводится прямая линия через точку В₁ до пересечения с осью ординат, отсекая на ней отрезок $V_{\max} = 0,8$. Тогда минимальное флегмовое число

$$R_{\min} = (0,95 - 0,8)/0,8 \approx 0,2.$$

Зададимся значениями флегмовых чисел от 0,2 до 1,0 и определим отрезки, отсекаемые на оси ординат, соответствующие флегмовым числам (см. формулу 10).

$$\text{При } R = 0,25 \quad V_{0,25} = 0,95/(0,25 + 1) = 0,76.$$

$$\text{При } R = 0,5 \quad V_{0,5} = 0,95/(0,5 + 1) = 0,635.$$

$$\text{При } R = 0,75 \quad V_{0,75} = 0,95/(0,75 + 1) = 0,542.$$

$$\text{При } R = 1,0 \quad V_{1,0} = 0,95/(1,0 + 1) = 0,475.$$

Концы каждого полученного отрезка соединяем с точкой С и строим линии рабочих концентраций для каждого значения флегмового

числа: для $R = 0,2$ линия АВ₁С;

для $R = 0,25$ линия АВ₂С;

для $R = 0,5$ линия АВ₃С;

для $R = 0,75$ линия АВ₄С;

для $R = 1,0$ линия АВ₅С.

Между линиями рабочих концентраций и равновесной кривой определяем значение $x - x^*$ для интервала $x_W = 0,021$ до $x_P = 0,95$ и результаты определения в виде $1/(x - x^*)$ заносим в таблицу 3.

По величинам, помещенным в таблице 3, для каждого вертикального столбца находим методом графического интегрирования величины площадей для каждого флегмового числа.

Например, рисунок 4. График зависимости $1/(x - x^*)$ от x .

$$R = 0,25; S = 23,6 \text{ см}^2; M_1 = 0,1; M_2 = 5; n_{ox} = M_1 * M_2 * S = 0,1 * 5 * 23,6 = 11,8.$$

Таблица 3 – Результаты определения движущей силы $x - x^*$

R	0,25	0,5	0,75	1,0
x	$1/(x - x^*)$	$1/(x - x^*)$	$1/(x - x^*)$	$1/(x - x^*)$
$x_W = 0,021$	66,8	66,8	66,8	66,8
0,1	14,9	14,3	13,9	13,3
0,3	6,4	5,9	5,5	5,3
0,5	10,5	6,5	5,0	4,9
$x_F = 0,527$	25,0	8,0	5,4	4,7
0,6	12,5	6,1	4,7	4,0
0,8	5,9	4,45	3,7	3,45
0,9	4,8	4,55	4,2	4,0
$x_P = 0,95$	5,0	5,0	5,0	5,0

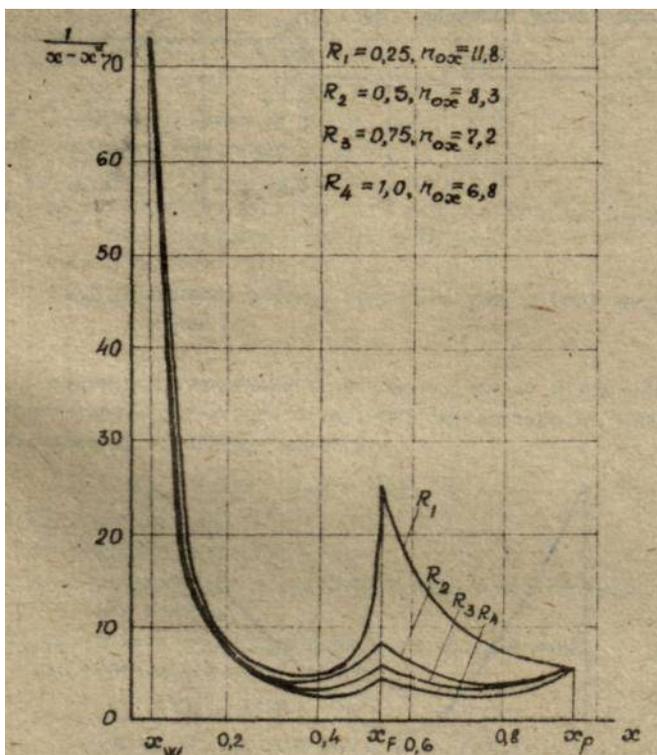


Рисунок 4 – Графическое определение числа единиц переноса для различных значений R.

Умножая полученную площадь на масштабные факторы M_1 и M_2 , вычисляется число единиц переноса n_{ox} .

По найденным значениям n_{ox} для каждого флегмового числа определяется величина $(R + 1) \cdot n_{ox}$, результаты заносятся в таблицу 4.

Таблица 4 – Определение величины $(R + 1) \cdot n_{ox}$

R	n_{ox}	R + 1	$(R + 1) \cdot n_{ox}$
0,25	11,8	1,25	14,7
0,5	8,3	1,5	12,4
0,75	7,2	1,75	12,6
1,0	6,8	2,0	13,6

Строится графическая зависимость $(R + 1) \cdot n_{ox}$ от R. (рисунок 5), минимальное значение на котором соответствует оптимальному флегмовому числу.

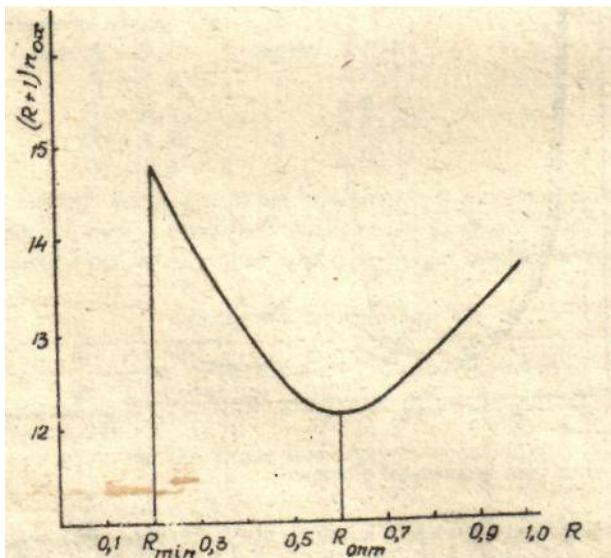


Рисунок 5 – График зависимости $(R + 1) \cdot n_{ox}$ от R

По графику на рисунке 5 находим $R_{опт} = 0,6$. Находим отрезок В на линии ординат, соответствующий $R_{опт} = 0,6$ по формуле (10):

$$V_{опт} = 0,95 / (0,6 + 1) = 0,594.$$

На рисунке 2 этому значению будет соответствовать линия АВ₀С.

2.4. Материальный баланс и уравнения рабочих линий

Материальный баланс для всей ректификационной колонны может быть представлен двумя уравнениями:

$$\text{по всему продукту } F = P + W \quad (18)$$

по легколетучему компоненту

$$F \cdot x_F = P \cdot x_P + W \cdot x_W, \quad (19)$$

где F – расход исходной смеси, кг/ч;

P – расход дистиллята, кг/ч;

W – расход кубового остатка, кг/ч;

x_F, x_P, x_W – содержание легколетучего компонента в питании, дистилляте и кубовом остатке, масс. доли.

2.4.1. Уравнение рабочей линии для укрепляющей части колонны

Выделяется произвольное сечение в верхней части аппарата (укрепляющей), для которой уравнение материального баланса по низкокипящему компоненту имеет вид

$$G^*y_k + L^*x = G^*y + L^*x_H, \quad (20)$$

где G – расход пара из колонны, кг/ч;

L – расход жидкости в колонне, кг/ч;

x, y – концентрации НКК в жидкости и паре в произвольном сечении колонны;

x_H – начальная концентрация НКК в жидкости;

y_k – конечная концентрация НКК в паре.

Для укрепляющей части колонны:

$$L = \Phi = P^*R \quad (21)$$

$$G = P + \Phi = P + R^*P = P^*(1 + R) \quad (22)$$

$$y_H = y_G = y_P = y_\Phi = x_P \quad (23)$$

$$x_H = x_\Phi = x_P \quad (24)$$

Тогда уравнение рабочей линии укрепляющей части колонны будет иметь вид

$$y = R/(R + 1)^*x + x_P/(R + 1) \quad (25)$$

2.4.2. Уравнение рабочей линии для исчерпывающей части колонны

Для произвольно выбранного участка в нижней части колонны (исчерпывающей) изменится расход жидкости

$$L' = \Phi + F = P^*R + f^*P = P^*(R + f), \quad (26)$$

где $f = F/P$ – число питания колонны.

Тогда уравнение рабочей линии исчерпывающей части колонны будет иметь вид

$$y = (R + f)/(R + 1)^*x + (f - 1)/(R + 1)^*x_W \quad (27)$$

Из материального баланса (формулы 18 и 19) вычисляются расходы дистиллята и кубового остатка:

$$10100 = P + W \quad (28)$$

$$10100 * 0,45 = P^*0,918 + 0,0175^*W \quad (29)$$

Разделим уравнение (29) почленно на 0,0175 и получим

$$259714,29 = 52,46^*P + W \quad (30)$$

Вычтем из уравнения (30) уравнение (28) и получим

$$249614,29 = 51,46^*P. \text{ Тогда } P = 249614,29/51,46 = 4850,6 \text{ кг/ч, а}$$

$$W = 10100 - 4850,6 = 5249,4 \text{ кг/ч.}$$

Уравнение рабочей линии для укрепляющей части колонны:

$$y = 0,6/(0,6 + 1)^*x + 0,95/(0,6 + 1) = 0,375^*x + 0,594 \quad (31)$$

Уравнение рабочей линии для исчерпывающей части колонны:
 $y = (0,6 + f)/(0,6 + 1) * x + (f - 1)/(0,6 + 1) * 0,021$.

Найдем число питания колонны $f = F/P * M_P / M_{CM}$, **(32)**

где M_P и M_{CM} – молекулярные массы дистиллята и исходной смеси, кг/кмоль.

Найдем молекулярную массу исходной смеси по формуле

$$M_{CM} = M_{НКК} * x + M_{ВКК} * (1 - x) = 78 * 0,527 + 106 * (1 - 0,527) = 91,24.$$

Тогда число питания колонны по формуле (32)

$$f = 10100/4850,6 * 78/91,24 = 1,78,$$

Окончательно уравнение рабочей линии для исчерпывающей части колонны:

$$y = (0,6 + 1,78)/(0,6 + 1) * x + (1,78 - 1)/(0,6 + 1) * 0,021 = 1,49 * x + 0,01 \quad \mathbf{(33)}$$

2.5. Расчет диаметра колонны

Диаметр ректификационной колонны рассчитывается по уравнению
 $D = (4 * V_{сек} / (\pi * w))^{0,5}$, **(34)**

где $V_{сек}$ – расход пара к колонне, м³/с;

w – скорость пара в свободном сечении аппарата, м/с.

Расход пара, поднимающегося по колонне можно определить из формулы

$$V_{сек} = P * (R + 1) / \rho_n, \quad \mathbf{(35)}$$

где P – расход дистиллята, кг/с;

R – флегмовое число;

ρ_n – плотность пара, кг/м³.

Плотность пара определим по уравнению

$$\rho_n = M_{ср} * P_k * T_0 / (22,4 * P_0 * T), \quad \mathbf{(36)}$$

где $M_{ср}$ – молекулярная масса смеси паров, кг/кмоль;

P_k – среднее давление в колонне, ат;

T – средняя рабочая температура в колонне, К;

T_0 и P_0 – температура и давление при нормальных условиях.

Для расчета средней молекулярной массы смеси паров воспользуемся уравнением:

$$M_{ср} = M_1 * y + M_2 * (1 - y), \quad \mathbf{(37)}$$

где M_1 , M_2 – молекулярная масса компонентов смеси, кг/кмоль;

y – концентрация легколетучего компонента в смеси паров,

мольн. доли.

Для определения скорости пара в колонне с ситчатыми тарелками используется формула:

$$w = 0,22 * (h_T / (1 + h_T) - 2 * h_{ж}) * (\rho_{ж} / \rho_n)^{0,5}, \quad \mathbf{(38)}$$

где h_T – расстояние между тарелками, м;

$h_{ж}$ – высота слоя жидкости на тарелке, м.

Высоту жидкости на тарелке вычислим по формуле:

$$h_{ж} = h_{пор} + \Delta h, \quad \mathbf{(39)}$$

где $h_{пор}$ – высота сливного порога, м;

Δh – высота жидкости над порогом, м.

Высота жидкости над порогом зависит от расхода жидкости на тарелке $V_{ж}$ по уравнению:

$$\Delta h = (V_{ж}/1,85*k*b)^{2/3}, \quad (40)$$

где k – отношение плотности пены к плотности жидкости (принимается равным 0,5);

b – длина сливного порога, м.

Для верхней (укрепляющей) части колонны расход жидкости на тарелке определяется уравнением:

$$V_{ж} = P*R/\rho_{ж}, \quad (41)$$

где $\rho_{ж}$ – средняя плотность жидкости на тарелке, кг/м^3 .

Среднюю плотность жидкости рассчитаем по формуле:

$$\rho_{ж} = \rho_1*x + \rho_2*(1 - x), \quad (42)$$

где ρ_1 и ρ_2 – плотность компонентов смеси, кг/м^3 ;

x – концентрация легколетучего компонента в смеси, мольн.

доли.

Для нижней (исчерпывающей) части колонны расход жидкости на тарелке определяется уравнением:

$$V_{ж} = (P*R + F)/\rho_{ж}, \quad (43)$$

2.5.1. Расчет верхней части колонны

Определяются средние составы по НКК для жидкости и пара в укрепляющей части колонны:

$$x_1 = (x_P + x_F)/2 = (0,527 + 0,95)/2 = 0,738;$$

$$y_1 = (y_P + y_F)/2 = (0,79 + 0,95)/2 = 0,87,$$

где 0,79 – состав пара в точке на рабочей линии, соответствующей составу исходной смеси, мольн. доли.

На диаграмме $t - x, y$ (см. рисунок 3) находим температуры жидкости и пара: для жидкости $x_1 = 0,738$, $t = 89^\circ\text{C}$;

для пара $y_1 = 0,87$, $t = 99,5^\circ\text{C}$.

Средняя молекулярная масса смеси паров при $y_1 = 0,87$ по формуле (37):

$$M_{ср} = M_1*y_1 + M_2*(1 - y_1) = 78*0,87 + 106*(1 - 0,87) = 81,64 \text{ кг/кмоль.}$$

Плотность пара по формуле (36):

$$\rho_p = M_{ср} * P_k * T_0 / (22,4 * P_0 * T) = 81,64 * 1,1 * 273 / (22,4 * 372,5) = 2,93 \text{ кг/м}^3.$$

Тогда секундный расход пара по формуле (35):

$$V_{сек} = P*(R + 1)/\rho_p = 4850,6*(0,6 + 1)/(2,93*3600) = 0,736 \text{ м}^3/\text{с.}$$

Плотность жидкости в верхней части колонны по формуле (42):

$$\rho_{ж} = \rho_1*x_1 + \rho_2*(1 - x_1) = 805*0,738 + 822*(1 - 0,738) = 809,45 \text{ кг/м}^3,$$

где 805 кг/м^3 – плотность бензола при $t = 89^\circ\text{C}$;

822 кг/м^3 – плотность о-ксилола при $t = 89^\circ\text{C}$.

Тогда расход жидкости по формуле (41):

$$V_{ж} = P*R/\rho_{ж} = 4850,6*0,6/(809,45*3600) = 0,001 \text{ м}^3/\text{с.}$$

Для определения высоты жидкости над сливным порогом (формула 40) зададимся длиной порога $b = 0,82$ м:

$$\Delta h = (V_{ж}/1,85*k*b)^{2/3} = (0,001/1,85*0,5*0,82)^{2/3} = 0,014 \text{ м.}$$

Высота слоя жидкости на тарелке при высоте порога $h_{\text{пор}} = 0,04$ м по формуле (39):

$$h_{\text{ж}} = h_{\text{пор}} + \Delta h = 0,04 + 0,014 = 0,054 \text{ м.}$$

Скорость паров в свободном сечении верхней части колонны по формуле (38) при $h_{\text{T}} = 0,4$ м:

$$w = 0,22 \cdot (h_{\text{T}} / (1 + h_{\text{T}}) - 2 \cdot h_{\text{ж}}) \cdot (\rho_{\text{ж}} / \rho_{\text{п}})^{0,5} = 0,22 \cdot (0,4 / (1 + 0,4) - 2 \cdot 0,054) \cdot (809,45 / 2,93)^{0,5} = 0,65 \text{ м/с.}$$

Тогда диаметр верхней части колонны по формуле (34):

$$D = (4 \cdot V_{\text{сек}} / (\pi \cdot w))^{0,5} = (4 \cdot 0,736 / (3,14 \cdot 0,65))^{0,5} = 1,2 \text{ м.}$$

2.5.2. Расчет нижней части колонны

Определяются средние составы по НКК для жидкости и пара в испаряющейся части колонны:

$$x_2 = (x_{\text{W}} + x_{\text{F}}) / 2 = (0,021 + 0,527) / 2 = 0,274;$$

$$y_2 = (y_{\text{W}} + y_{\text{F}}) / 2 = (0,021 + 0,79) / 2 = 0,406,$$

где 0,79 – состав пара в точке на рабочей линии, соответствующей составу исходной смеси, мольн. доли.

На диаграмме $t - x, y$ (см. рисунок 3) находим температуры жидкости и пара: для жидкости $x_2 = 0,274$, $t = 114,5$ °C;

$$\text{для пара } y_2 = 0,406, t = 130$$
 °C.

Средняя молекулярная масса смеси паров при $y_2 = 0,406$ по формуле (37):

$$M_{\text{ср}} = M_1 \cdot y_2 + M_2 \cdot (1 - y_2) = 78 \cdot 0,406 + 106 \cdot (1 - 0,406) = 94,63$$

кг/кмоль.

Плотность пара по формуле (36):

$$\rho_{\text{п}} = M_{\text{ср}} \cdot P_{\text{к}} \cdot T_0 / (22,4 \cdot P_0 \cdot T) = 94,63 \cdot 1,1 \cdot 273 / (22,4 \cdot 403) = 3,14 \text{ кг/м}^3.$$

Тогда секундный расход пара по формуле (35):

$$V_{\text{сек}} = P \cdot (R + 1) / \rho_{\text{п}} = 4850,6 \cdot (0,6 + 1) / (3,14 \cdot 3600) = 0,687 \text{ м}^3/\text{с.}$$

Плотность жидкости в нижней части колонны по формуле (42):

$$\rho_{\text{ж}} = \rho_1 \cdot x_2 + \rho_2 \cdot (1 - x_2) = 776 \cdot 0,274 + 806 \cdot (1 - 0,274) = 797,78 \text{ кг/м}^3,$$

где 776 кг/м³ – плотность бензола при $t = 114,5$ °C;

806 кг/м³ – плотность о-ксилола при $t = 114,5$ °C.

Тогда расход жидкости по формуле (43):

$$V_{\text{ж}} = (P \cdot R + F) / \rho_{\text{ж}} = (4850,6 \cdot 0,6 + 10100) / (797,78 \cdot 3600) = 0,00453 \text{ м}^3/\text{с.}$$

Для определения высоты жидкости над сливным порогом (формула 40) зададимся длиной порога $b = 0,82$ м:

$$\Delta h = (V_{\text{ж}} / 1,85 \cdot k \cdot b)^{2/3} = (0,00453 / 1,85 \cdot 0,5 \cdot 0,82)^{2/3} = 0,034 \text{ м.}$$

Высота слоя жидкости на тарелке при высоте порога $h_{\text{пор}} = 0,04$ м по формуле (39):

$$h_{\text{ж}} = h_{\text{пор}} + \Delta h = 0,04 + 0,034 = 0,074 \text{ м.}$$

Скорость паров в свободном сечении нижней части колонны по формуле (38) при $h_{\text{T}} = 0,4$ м:

$$w = 0,22 \cdot (h_{\text{T}} / (1 + h_{\text{T}}) - 2 \cdot h_{\text{ж}}) \cdot (\rho_{\text{ж}} / \rho_{\text{п}})^{0,5} = 0,22 \cdot (0,4 / (1 + 0,4) - 2 \cdot 0,074) \cdot (797,78 / 3,14)^{0,5} = 0,482 \text{ м/с.}$$

Тогда диаметр нижней части колонны по формуле (34):

$$D = (4 \cdot V_{\text{сек}} / (\pi \cdot w))^{0,5} = (4 \cdot 0,687 / (3,14 \cdot 0,482))^{0,5} = 1,34 \text{ м.}$$

Средний расход пара в колонне равен:

$$V_{\text{сек}}^{\text{cp}} = (0,736 + 0,687) / 2 = 0,712 \text{ м}^3/\text{с.}$$

Тогда средняя скорость паров в свободном сечении колонны:

$$w_{\text{cp}} = (0,65 + 0,482) / 2 = 0,566 \text{ м/с.}$$

$$\text{Диаметр колонны } D = (4 \cdot V_{\text{сек}}^{\text{cp}} / (\pi \cdot w_{\text{cp}}))^{0,5} = (4 \cdot 0,712 / (3,14 \cdot 0,566))^{0,5} = 1,26 \text{ м.}$$

Примем диаметр колонны $D = 1,2 \text{ м}$ типа КСС с ситчатыми тарелками по ОСТ 26-805-73 с типом тарелок ТС-Р (см. таблицу 5).

Таблица 5 – Характеристика тарелки

D, мм	Тип тарелки	Свободное сечение f_k , м^2	Рабочее сечение f_T , м^2	Диаметр отверстия, d_0 мм	Шаг t , мм	Сечение перелива f_{cv} , м^2
1200	ТС-Р	1,13	0,896	4	11	0,06

Доля свободного сечения ситчатых тарелок рассчитывается по уравнению:

$$f_c = (f_T - f_{\text{cv}}) \cdot k_1 \cdot (d_0/t_1)^2 / f_T, \quad (44)$$

где f_T – рабочее сечение тарелки, м^2 ;

f_{cv} – площадь сливных устройств, м^2 ;

k_1 – эмпирический коэффициент (при размещении отверстий по вершинам треугольников $k_1 = 0,9$);

d_0 – диаметр отверстия, мм;

t – шаг между отверстиями, мм.

$$f_c = (0,896 - 0,06) \cdot 0,9 \cdot (4/11)^2 / 0,896 = 0,111.$$

2.6. Построение кинетической кривой

Кинетические закономерности массообменных процессов записываются уравнением массопередачи в дифференциальной форме

$$G \cdot dy = K_v \cdot (y^* - y) \cdot F, \quad (45)$$

где K_v - коэффициент массопередачи, отнесенный к движущей силе;

F - поверхность фазового контакта;

y^* - концентрация в паровой фазе, равновесная с концентрацией в жидкой фазе.

Для интегрирования этого уравнения необходимо знать характер поля концентраций в аппарате. Большинство тарельчатых аппаратов по характеру поля концентраций может быть отнесено к аппаратам полного смешения по жидкости и полного вытеснения по пару.

Из уравнения (45) с учетом поля концентраций, существующих на тарелке, легко получить

$$\int_{y_n}^{y_k} \frac{dy}{y^* - y} = \int_0^F \frac{K_y \cdot dF}{G}$$

$$\ln \frac{(y^* - y_k)}{(y^* - y_n)} = -K_v \cdot F/G \text{ или } (y^* - y_k) / (y^* - y_n) = e^{-K_v \cdot F/G}.$$

$$\text{Тогда } (y - y_k) = (y - y_n) \cdot e^{-K_y \cdot F/G}. \quad (46)$$

Совокупность всех точек с координатами $(y_k; x_k)$ в пределах изменения концентрации от x_w до x_p дает кривую линию, называемую кинетической кривой.

Построение кинетической кривой производят в следующей последовательности:

а) на диаграмму $x - y$ наносят равновесную и рабочую (при оптимальном флегмовом числе) линии;

б) в пределах $x_w - x_p$ выбирают ряд значений x (обычно 7-8 значений);

в) для каждого выбранного значения x по уравнению (46) вычисляется величина $(y - y_k)$. Необходимая для этого вычисления величина $(y - y_n)$ определяется по диаграмме $x - y$ как разность между равновесной и рабочей концентрациями для каждого выбранного значения x ;

г) полученные отрезки откладываются от равновесной линии вниз;

д) полученные в результате проведенного построения точки соединяются плавной кривой, которая является кинетической кривой.

Коэффициент массопередачи K_v определяется по известному закону аддитивности фазовых сопротивлений

$$1/K_v = 1/\beta_v + m/\beta_x, \quad (47)$$

где β_v - коэффициент массоотдачи в паровой фазе, отнесенный к рабочей площади тарелки;

β_x - коэффициент массоотдачи в жидкой фазе, отнесенный к рабочей площади тарелки;

m - угловой коэффициент равновесия.

Угловой коэффициент зависит от концентрации и является переменной величиной, которую необходимо вычислять для каждого выбранного значения x .

Коэффициенты массоотдачи β_v и β_x рассчитываются по критериальным уравнениям.

В качестве расчетных уравнений можно рекомендовать для паровой фазы

$$Nu'_v = 0,79 \cdot Re_v + 11000. \quad (48)$$

Критерий Нуссельта диффузионный для паровой фазы определяют по уравнению

$$Nu'_v = 22,4 \cdot \beta_v \cdot l / D_v, \quad (49)$$

где l - характерный линейный размер, м;

D_v - коэффициент диффузии в паровой фазе, $m^2/ч$.

Критерий Рейнольдса для паровой фазы определяют по уравнению

$$Re_v = w \cdot l \cdot \rho_p / \mu_p, \quad (50)$$

где w - скорость пара в свободном сечении аппарата, м/с;

ρ_n – плотность пара в колонне, кг/м^3 ;

μ_n – вязкость пара в колонне, $\text{Па}\cdot\text{с}$.

Для жидкой фазы можно применить зависимость:

$$Nu'_x = 38000 \cdot (Pr'_x)^{0,62} \quad (51)$$

Критерий Нуссельта диффузионный для жидкой фазы определяют по уравнению:

$$Nu'_x = \beta_x \cdot l \cdot M_x / (D_x \cdot \rho_{ж}), \quad (52)$$

где M_x – молекулярный вес жидкости, кг/кмоль ;

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

D_x – коэффициент диффузии в жидкой фазе, $\text{м}^2/\text{с}$.

Критерий Прандтля диффузионный для жидкой фазы определяется зависимостью:

$$Pr'_x = 3600 \cdot \mu_{ж} / (D_x \cdot \rho_{ж}), \quad (53)$$

где $\mu_{ж}$ – динамическая вязкость жидкости в колонне, $\text{Па}\cdot\text{с}$.

Вместо уравнений (48) и (51) возможно использование других формул, приводимых в литературе.

По таблице равновесия (см. таблицу 2) на диаграмме $x - y$ строится линия равновесия и по уравнениям (25) и (33) наносятся рабочие линии при оптимальном флегмовом числе $R = 0,6$ (рисунок 6).

Определяются средние концентрации по жидкости и пару в колонне

$$x_{cp} = (x_1 + x_2)/2 = (0,738 + 0,274)/2 = 0,506;$$

$$y_{cp} = (y_1 + y_2)/2 = (0,87 + 0,406)/2 = 0,638.$$

На диаграмме $t - x, y$ (см. рисунок 3) находятся температуры жидкости и пара.

Для жидкости при $x_{cp} = 0,506$, $t_x = 99,5$ °С.

Для пара при $y_{cp} = 0,638$, $t_y = 119$ °С.

Молекулярный вес смеси пара определим по формуле (37):

$$M_y = M_1 \cdot y_{cp} + M_2 \cdot (1 - y_{cp}) = 78 \cdot 0,638 + 106 \cdot (1 - 0,638) = 88,136 \text{ кг/кмоль}.$$

Молекулярный вес смеси жидкости определим по формуле (37):

$$M_x = M_1 \cdot x_{cp} + M_2 \cdot (1 - x_{cp}) = 78 \cdot 0,506 + 106 \cdot (1 - 0,506) = 91,832 \text{ кг/кмоль}.$$

Плотность пара определим по уравнению (36)

$$\rho_n = M_v \cdot P_k \cdot T_0 / (22,4 \cdot P_0 \cdot T) = 88,136 \cdot 1,1 \cdot 273 / (22,4 \cdot 392) = 3,014 \text{ кг/м}^3.$$

Плотность жидкости определим по уравнению (42):

$$\rho_{ж} = \rho_1 \cdot x_{cp} + \rho_2 \cdot (1 - x_{cp}) = 790 \cdot 0,506 + 812 \cdot (1 - 0,506) = 800,87 \text{ кг/м}^3,$$

где 790 кг/м^3 – плотность бензола при $t_x = 99,5$ °С;

812 кг/м^3 – плотность о-ксилола при $t_x = 99,5$ °С.

Динамическая вязкость пара при $y_{cp} = 0,638$, $t_y = 119$ °С определяется по уравнению:

$$\lg \mu_n = y_{cp} \cdot \lg \mu_1 + (1 - y_{cp}) \cdot \lg \mu_2, \quad (54)$$

где μ_1 и μ_2 – динамическая вязкость паров компонентов, $\text{Па}\cdot\text{с}$.

Динамическая вязкость паров компонентов находится по формуле Сазерленда:

$$\mu = 4,23 \cdot 10^{-4} \cdot M^{0,5} \cdot P_{кр}^{0,66} \cdot T_{кр}^{-0,167} \cdot f_1, \quad (55)$$

где M – молекулярная масса компонента, кг/кмоль;
 $P_{кр}$ – критическое давление компонента, ат;
 $T_{кр}$ – критическая температура компонента, К.
 f_1 – температурная функция вязкости газа (см. таблицу 7).

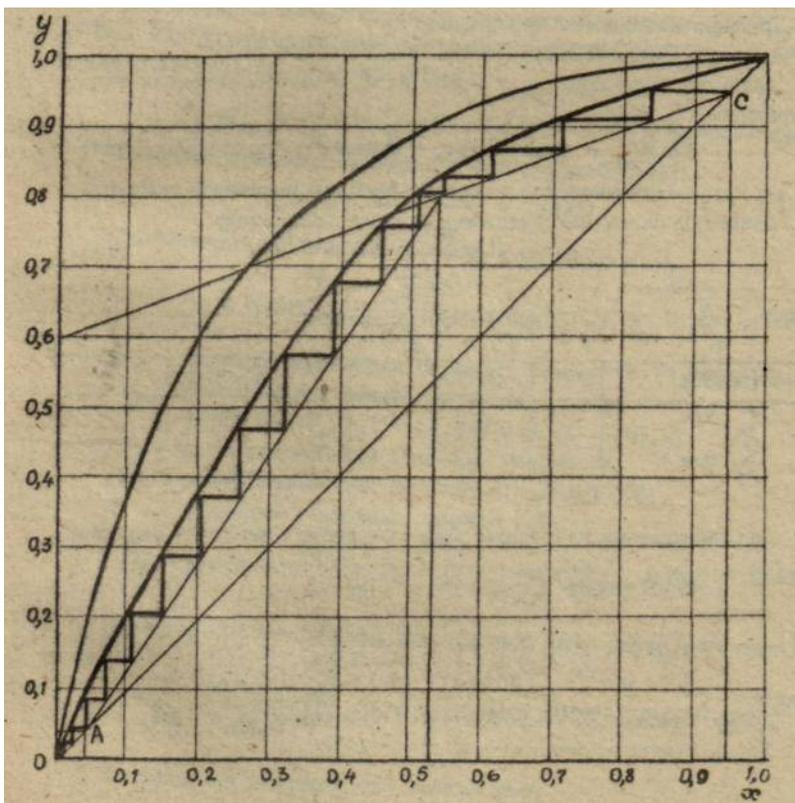


Рисунок 6 – Кинетическая кривая и число действительных тарелок

Значения для расчета по формуле (55) представлены в таблице 6.

Таблица 6 - Значения для расчета по формуле (55)

Параметр	Бензол	О-ксилол
$T_{кр}, K$	562,4	632
$P_{кр}, ат$	48,6	36
$M, кг/кмоль$	78	106

Для нахождения константы f_1 используется методика Сазерленда:

$$T^* = 1,33 \cdot T_{пр.}$$

Приведённое значение температуры для бензола

$$T_{np} = (T_0 + t_v) / T_{kp} = (273 + 119) / 562,4 = 0,697.$$

$$T = 1,33 * T_{np} = 1,33 * 0,697 = 0,927.$$

Таблица 7 – Температурная функция вязкости газа

T	f ₁	T	f ₁	T	f ₁
0,3	0,1969	1,65	1,0174	4,0	2,0719
0,35	0,2252	1,7	1,0453	4,1	2,109
0,4	0,254	1,75	1,0729	4,2	2,1457
0,45	0,2834	1,8	1,0999	4,3	2,182
0,5	0,3134	1,85	1,1264	4,4	2,218
0,55	0,344	1,9	1,1529	4,5	2,2536
0,6	0,3751	1,95	1,179	4,6	2,2888
0,65	0,4066	2,0	1,2048	4,7	2,3237
0,7	0,4384	2,1	1,2558	4,8	2,3583
0,75	0,4704	2,2	1,3057	4,9	2,3926
0,8	0,502	2,3	1,3547	5,0	2,4264
0,85	0,5346	2,4	1,4028	6,0	2,751
0,9	0,5666	2,5	1,4501	7,0	3,053
0,95	0,5985	2,6	1,4962	8,0	3,337
1,0	0,6302	2,7	1,5417	9,0	3,607
1,05	0,6616	2,8	1,5861	10,0	3,866
1,1	0,6928	2,9	1,6298	20,0	6,063
1,15	0,7237	3,0	1,6728	30,0	7,88
1,2	0,7544	3,1	1,7154	40,0	9,48
1,25	0,7849	3,2	1,7573	50,0	10,958
1,3	0,8151	3,3	1,7983	60,0	12,324
1,35	0,8449	3,4	1,8388	70,0	13,615
1,4	0,8744	3,5	1,8789	80,0	14,839
1,45	0,9036	3,6	1,9186	90,0	16,01
1,5	0,9325	3,7	1,9576	100	17,137
1,55	0,9611	3,8	1,9962	200	26,8
1,6	0,9894	3,9	2,0343	400	41,9

Этому значению соответствует константа $f_1 = 0,5838$.

Тогда вязкость бензола при $t_v = 119$ °С:

$$\mu_b = 4,23 * 10^{-4} * M^{0,5} * P_{kp}^{0,66} * T_{kp}^{-0,167} * f_1 = 4,23 * 10^{-4} * 78^{0,5} * 48,6^{0,66} * 562,4^{0,167} * 0,5838 = 9,83 * 10^{-3} \text{ мПа} \cdot \text{с} = 9,83 * 10^{-6} \text{ Па} \cdot \text{с}$$

Для о-ксилола приведённое значение температуры

$$T_{np} = (T_0 + t_v) / T_{kp} = (273 + 119) / 632 = 0,62.$$

$$T = 1,33 * T_{np} = 1,33 * 0,62 = 0,825.$$

Для этого значения константа $f_1 = 0,5183$.

Тогда вязкость о-ксилола при $t_v = 119$ °С:

$$\mu_{ок} = 4,23 * 10^{-4} * M^{0,5} * P_{kp}^{0,66} * T_{kp}^{-0,167} * f_1 = 4,23 * 10^{-4} * 106^{0,5} * 36^{0,66} * 632^{0,167} * 0,5183 = 0,00834 \text{ мПа} \cdot \text{с} = 8,34 * 10^{-6} \text{ Па} \cdot \text{с}.$$

Вязкость смеси паров в колонне по формуле (54):

$$\lg \mu_n = y_{cp} * \lg \mu_1 + (1 - y_{cp}) * \lg \mu_2 = 0,638 * \lg(9,83 * 10^{-6}) + (1 - 0,638) * \lg(8,34 * 10^{-6}); \mu_n = 9,26 * 10^{-6} \text{ Па} \cdot \text{с}.$$

Динамическая вязкость смеси жидкости в колонне при $x_{cp} = 0,506$, $t_x = 99,5$ °С по формуле (54):

$$\lg \mu_{ж} = x_{cp} * \lg \mu_1 + (1 - x_{cp}) * \lg \mu_2 = 0,506 * \lg(2,62 * 10^{-4}) + (1 - 0,506) * \lg(3,45 * 10^{-4}); \mu_{ж} = 3 * 10^{-4} \text{ Па} \cdot \text{с},$$

где $2,62 * 10^{-4}$ – вязкость бензола при $t_x = 99,5$ °С, Па*с;

$3,45 * 10^{-4}$ – вязкость о-ксилола при $t_x = 99,5$ °С, Па*с.

Значение критерия Рейнольда для паровой фазы по формуле

(50):

$$Re_v = w_{cp} * \rho_n / \mu_n = 0,566 * 1,2 * 3,014 / 9,26 * 10^{-6} = 221070.$$

Таблица 8 - Атомные объёмы при температуре кипения

Атом, связи, вещества	Атомный объём, см ³ /(г*атом)
Азот в первичных аминах	10,5
Азот во вторичных аминах	12,0
Бром	27,0
Водород	3,7
Иод	37,0
Кислород (двойные связи)	7,4
Кислород в простых и сложных метиловых эфирах	9,1
Кислород в простых и сложных этиловых эфирах	9,9
Кислород в простых и сложных высших эфирах	11,0
Кислород в кислотах	12,0
Кислород в соединениях с S, P, N	8,3
Кольцо трёхчленное	- 6,0
Кольцо четырёхчленное	- 8,5
Кольцо пятичленное	- 11,5
Кольцо шестичленное	- 15,0
Кольцо нафталиновое	- 30,0
Кольцо антраценовое	- 47,5
Кремний	32,0
Сера	25,6
Углерод	14,8
Фосфор	27,0
Фтор	8,7
Хлор в конечном положении	21,6
Хлор в среднем положении	24,6

Коэффициент диффузии для паровой фазы определяется по формуле:

$$D_v = 0,00155 \cdot T_v^{1,5} \cdot (1/M_{\text{ннкк}} + 1/M_{\text{вккк}})^{0,5} / (P_k \cdot (V_{\text{ннкк}}^{0,333} + V_{\text{вккк}}^{0,333})^2), \quad (56)$$

где $M_{\text{ннкк}}$ – молекулярный вес низкокипящего компонента, кг/кмоль;
 $M_{\text{вккк}}$ – молекулярный вес высококипящего компонента,

кг/кмоль;

P_k – давление в колонне, ат;

$V_{\text{ннкк}}$ – молекулярный объём низкокипящего компонента, см³/г;

$V_{\text{вккк}}$ – молекулярный объём высококипящего компонента, см³/г.

Молекулярный объём низкокипящего компонента определяется по формуле:

$$V_{\text{ннкк}} = (6 \cdot V_c + 6 \cdot V_H) - V_{\text{кол}}, \quad (57)$$

где V_c – атомный объём углерода, см³/(г*атом);

V_H – атомный объём водорода, см³/(г*атом);

$V_{\text{кол}}$ – атомный объём кольца, см³/(г*атом).

Атомные объёмы при температуре кипения даны в таблице 8.

$$V_{\text{ннкк}} = (6 \cdot 14,8 + 6 \cdot 3,7) - 15,0 = 96 \text{ см}^3/\text{г}.$$

Молекулярный объём высококипящего компонента определяется по формуле:

$$V_{\text{вккк}} = (6 \cdot V_c + 4 \cdot V_H) - V_{\text{кол}} + (2 \cdot V_c + 6 \cdot V_H). \quad (58)$$

$$V_{\text{вккк}} = (6 \cdot 14,8 + 4 \cdot 3,7) - 15,0 + (2 \cdot 14,8 + 6 \cdot 3,7) = 140,4 \text{ см}^3/\text{г}.$$

Тогда коэффициент диффузии для паровой фазы:

$$D_v = 0,00155 \cdot (119 + 273)^{1,5} \cdot (1/78 + 1/106)^{0,5} / (1,1 \cdot (96^{0,333} + 140,4^{0,333})^2) = 0,0171 \text{ м}^2/\text{с}.$$

Коэффициент массоотдачи для паровой фазы может быть вычислен при совместном решении уравнений (48) и (49):

$$\beta_v = D_v \cdot (0,79 \cdot \text{Re}_v + 11000) / (22,4 \cdot l) = 0,0171 \cdot (0,79 \cdot 221070 + 11000) / (22,4 \cdot 1,2) = 118,1 \text{ кмоль}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч}).$$

Коэффициент диффузии для жидкой фазы определяется по формуле:

$$D_x = 0,00278 \cdot (1/M_{\text{ннкк}} + 1/M_{\text{вккк}})^{0,5} / (B \cdot (\mu_{\text{ж}})^{0,5} \cdot (V_{\text{ннкк}}^{0,333} + V_{\text{вккк}}^{0,333})^2), \quad (59)$$

где B – эмпирический коэффициент (для не ассоциированных жидкостей $B = 1$);

$\mu_{\text{ж}}$ – вязкость жидкости, мПа*с.

$$D_x = 0,00278 \cdot (1/78 + 1/106)^{0,5} / (1 \cdot (0,3)^{0,5} \cdot (96^{0,333} + 140,4^{0,333})^2) = 7,95 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с} = 2,86 \cdot 10^{-2} \text{ м}^2/\text{ч}.$$

Тогда значение критерия Прандтля диффузионного для жидкости по формуле (53):

$$\text{Pr}'_x = 3600 \cdot \mu_{\text{ж}} / (D_x \cdot \rho_{\text{ж}}) = 3600 \cdot 3 \cdot 10^{-4} / (7,95 \cdot 10^{-6} \cdot 800,87) = 169,63.$$

Коэффициент массоотдачи в жидкой фазе определим при совместном решении уравнений (51) и (52):

$$\beta_x = 38000 \cdot \rho_{\text{ж}} \cdot D_x \cdot (\text{Pr}'_x)^{0,62} / (l \cdot M_x) = 38000 \cdot 800,87 \cdot 7,95 \cdot 10^{-6} \cdot (169,63)^{0,62} / (1,2 \cdot 91,832) = 52,95 \text{ кмоль}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч}).$$

Для расчёта коэффициента распределения (равновесия) или углового коэффициента равновесия m применяется уравнение:

$$m = (y - y)/(x - x) \quad (60)$$

Используя диаграмму $x - y$ (см. рисунок 2) находим равновесные и рабочие концентрации в жидкости (x) и парах (y). По уравнению (60)

находим коэффициент распределения m , а по уравнению (47) находим коэффициент массопередачи K_v . Полученные значения сведём в таблицу 9.

Таблица 9 – Изменение значений m и K_v в зависимости от концентраций

x	x'	y	y'	m	$1/K_v$	K_v
0,1	0,035	0,125	0,37	3,77	0,0796	12,555
0,2	0,075	0,3	0,6	2,4	0,0538	18,59
0,3	0,126	0,45	0,725	1,58	0,0383	26,1
0,4	0,2	0,6	0,81	1,05	0,0283	35,34
0,5	0,326	0,76	0,87	0,632	0,0204	49,0
0,6	0,427	0,826	0,91	0,486	0,0176	56,7
0,7	0,515	0,865	0,945	0,432	0,0166	60,12
0,8	0,6	0,91	0,975	0,325	0,0146	68,47
0,9	0,71	0,94	0,98	0,211	0,0124	80,36

Находим число единиц переноса из уравнения:

$$n_{OY} = 22,4 \cdot T_k \cdot P_0 \cdot K_v \cdot \varphi / (3600 \cdot w_{сб} \cdot T_0 \cdot P_k), \quad (61)$$

где $\varphi = f_1/f_k = 0,896/1,13 = 0,793$.

Тогда при $x = 0,1$:

$$n_{OY} = 22,4 \cdot 392 \cdot 1 \cdot 12,555 \cdot 0,793 / (3600 \cdot 0,566 \cdot 273 \cdot 1,1) = 0,1429.$$

Находим величину $1 - E = C_v = e^{-n_{OY}}$ (62)

$$C_v = e^{0,1429} = 1,154.$$

Учитывая то, что точки A_i принадлежат рабочей линии, а точки C_i принадлежат равновесной линии, измеряют отрезок $[A_1C_1] = 43$ мм (при $x = 0,1$). Отрезок $[B_1C_1] = [A_1C_1] / C_v = 43/1,154 = 37$ мм. Откладываем от точки C_1 вертикально вниз 37 мм и получаем точку B_1 , принадлежащую кинетической кривой. Далее переходят к следующему значению x . Сведём полученные значения в таблицу 10.

Таблица 10 – Нахождение точек кинетической кривой

x	n_{OY}	C_v	$[A_iC_i]$, мм	$[B_iC_i]$, мм
0,1	0,1429	1,154	43	37
0,2	0,2115	1,236	60	49
0,3	0,297	1,346	55	41
0,4	0,4021	1,495	41	27
0,5	0,5576	1,747	22	13
0,6	0,6452	1,906	16	8
0,7	0,6841	1,982	16	8
0,8	0,7792	2,18	14	6
0,9	0,9145	2,496	8	3

Соединим точки B_i и получим кинетическую кривую. Крайними точками кинетической кривой являются точки с координатами (x_w, y_w) и

(x_p, y_p). Между рабочими линиями укрепляющей и исчерпывающей частей колонны и кинетической кривой строят действительные ступени изменения концентрации или действительные тарелки.

В укрепляющей части колонны 5 тарелок, а в исчерпывающей – 19 тарелок.

Итого рассчитанная ректификационная колонна содержит 24 действительных тарелок.

2.7. Расчет высоты колонны

Общая высота тарельчатой колонны включает три составляющих:

$$H_{\text{общ}} = H_T + H_C + H_K, \quad (63)$$

где H_T – высота тарельчатой части, м;

H_C – высота сепарационной части, м;

H_K – высота кубовой части, м.

Высоту тарельчатой части найдём по уравнению:

$$H_T = N \cdot (h_T + \delta_T), \quad (64)$$

где N – число действительных тарелок;

h_T – расстояние между тарелками, м;

δ_T – толщина тарелки, м.

Примем $\delta_T = 0,006$ м, а $h_T = 0,4$ м, тогда

$$H_T = 24 \cdot (0,4 + 0,006) = 9,74 \text{ м.}$$

Общая высота колонны с учетом того, что сепарационная и кубовая часть принимаются по 2 м:

$$H_{\text{общ}} = 9,74 + 2 + 2 = 13,74 \text{ м.}$$

3. Расчет сопротивления колонны

Гидравлическое сопротивление ректификационной колонны и её элемента – отдельной тарелки определяет минимальное расстояние между тарелками и работу переливного устройства. Гидравлическое сопротивление тарелки зависит от конструктивных особенностей типа тарелки.

Общее гидравлическое сопротивление ситчатой тарелки можно рассматривать как сумму трёх составляющих:

$$\Delta P = \Delta P_{\text{cvx}} + \Delta P_{\sigma} + \Delta P_{\text{ст}}, \quad (65)$$

где ΔP_{cvx} – сопротивление сухой тарелки, Па;

ΔP_{σ} – сопротивление, вызванное силами поверхностного натяжения, Па;

$\Delta P_{\text{ст}}$ – статическое сопротивление слоя жидкости на тарелке, Па.

Гидравлическое сопротивление сухой ситчатой тарелки (см. рисунок 7) определяется по уравнению:

$$\Delta P_{\text{cvx}} = \xi \cdot W_0^2 \cdot \rho_{\text{п}} / (2 \cdot g), \quad (66)$$

где ξ – коэффициент сопротивления ситчатой тарелки ($\xi = 1,52$);

W_0 – скорость пара в отверстиях ситчатой тарелки, м/с.

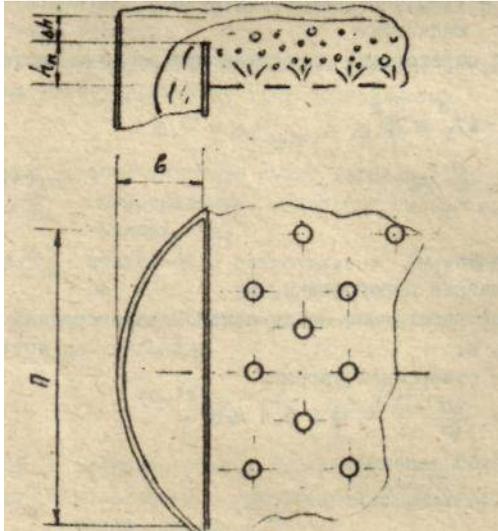


Рисунок 7 – Схема ситчатой тарелки

Гидравлическое сопротивление, вызываемое силами поверхностного натяжения, может быть определено по уравнению:

$$\Delta P_{\sigma} = 4 \cdot \sigma_{\text{см}} / d_0, \quad (67)$$

где $\sigma_{\text{см}}$ – поверхностное натяжение смеси бензол – о-ксилол, Н/м;
 d_0 – диаметр отверстий в тарелке, м (см. таблицу 5).

Поверхностное натяжение смеси бензол – о-ксилол определим по формуле:

$$\sigma_{\text{см}} = (\sigma_{\text{вкк}} - \sigma_{\text{нkk}}) / (\sigma_{\text{нkk}} \cdot x_{\text{ср}} + \sigma_{\text{вкк}} \cdot (1 - x_{\text{ср}})), \quad (68)$$

где $\sigma_{\text{вкк}}$ – поверхностное натяжение высококипящего компонента при $t_x = 99,5$ °С ($\sigma_{\text{вкк}} = 3 \cdot 10^{-2}$ Н/м);

$\sigma_{\text{нkk}}$ – поверхностное натяжение низкокипящего компонента при $t_x = 99,5$ °С ($\sigma_{\text{нkk}} = 1,88 \cdot 10^{-2}$ Н/м);

$x_{\text{ср}}$ – средний состав жидкости в колонне, мольн.доли.

Статическое давление слоя жидкости на тарелке рассчитывается по формуле:

$$\Delta P_{\text{ст}} = 1,3 \cdot h_{\text{пж}} \cdot \rho_{\text{пж}} \cdot g, \quad (69)$$

где $h_{\text{пж}}$ – высота парожидкостного слоя на тарелке, м;

$\rho_{\text{пж}}$ – плотность парожидкостного слоя на тарелке, кг/м³.

Высота парожидкостного слоя находится по формуле:

$$h_{\text{пж}} = h_{\text{п}} + \Delta h_1, \quad (70)$$

где $h_{\text{п}}$ – высота порога, м (принимается 0,04 м);

Δh_1 – высота слоя пены над порогом, м.

Высота слоя пены над порогом определяется по выражению:

$$\Delta h_1 = ((V_{\text{жв}} + V_{\text{жи}}) / 2 \cdot 1,85 \cdot \Gamma \cdot k)^{0,667}, \quad (71)$$

где $V_{\text{жв}}$ – объёмный расход жидкости в укрепляющей части колон-

ны, м³/с;

$V_{\text{жи}}$ – объёмный расход жидкости в исчерпывающей части колонны, м³/с;

Π – периметр сливной перегородки, м (для тарелки типа ТС-Р $\Pi = 0,722$ м);

k – отношение плотности парожидкостного слоя к плотности жидкости (принимается равным 0,5).

$$k = \rho_{\text{пж}}^{\text{cp}} / \rho_{\text{ж}}^{\text{cp}} \quad (72)$$

где $\rho_{\text{ж}}^{\text{cp}}$ – средняя плотность жидкости в колонне, кг/м³.

Средняя плотность жидкости в колонне

$$\rho_{\text{ж}}^{\text{cp}} = (\rho_{\text{жв}} + \rho_{\text{жи}}) / 2, \quad (73)$$

где $\rho_{\text{жв}}$ – плотность жидкости в укрепляющей части колонны, кг/м³;

$\rho_{\text{жи}}$ – плотность жидкости в исчерпывающей части колонны, кг/м³.

Скорость паров в отверстиях тарелки рассчитаем по формуле:

$$W_0 = w_{\text{cp}} / f_c, \quad (74)$$

где w_{cp} – средняя скорость паров в обеих частях колонны, м/с;

f_c – доля свободного сечения колонны.

$$W_0 = 0,566 / 0,111 = 5,1 \text{ м/с.}$$

Соппротивление сухой насадки по формуле (66):

$$\Delta P_{\text{свх}} = \xi * W_0^2 * \rho_{\text{п}} / (2 * g) = 1,52 * 5,1^2 * 3,014 / (2 * 9,81) = 6,1 \text{ Па.}$$

Поверхностное натяжение смеси бензол – о-ксилол по формуле

$$(68): \quad \sigma_{\text{см}} = (\sigma_{\text{вкк}} - \sigma_{\text{нкк}}) / (\sigma_{\text{нкк}} * x_{\text{cp}} + \sigma_{\text{вкк}} * (1 - x_{\text{cp}})) = (3 * 10^{-2} - 1,88 * 10^{-2}) / (1,88 * 10^{-2} * 0,506 + 3 * 10^{-2} * (1 - 0,506)) = 0,46 \text{ Н/м.}$$

Соппротивление, обусловленное силами поверхностного натяжения по формуле (67):

$$\Delta P_{\sigma} = 4 * \sigma_{\text{см}} / d_0 = 4 * 0,46 / 0,004 = 460 \text{ Па.}$$

Высота слоя пены над порогом по выражению (71):

$$\Delta h_1 = ((V_{\text{жв}} + V_{\text{жи}}) / 2 * 1,85 * \Pi * k)^{0,667} = ((0,001 + 0,00453) / 2 * 1,85 * 0,722 * 0,5)^{0,667} = 0,015 \text{ м.}$$

Тогда высота парожидкостного слоя по формуле (70):

$$h_{\text{пж}} = h_{\text{п}} + \Delta h_1 = 0,04 + 0,015 = 0,055 \text{ м.}$$

Средняя плотность жидкости в колонне по формуле (73):

$$\rho_{\text{ж}}^{\text{cp}} = (\rho_{\text{жв}} + \rho_{\text{жи}}) / 2 = (809,45 + 797,78) / 2 = 803,62 \text{ кг/м}^3.$$

Тогда плотность парожидкостного слоя на тарелке из формулы

$$(72): \quad \rho_{\text{пж}} = \rho_{\text{ж}}^{\text{cp}} * k = 803,62 * 0,5 = 401,81 \text{ кг/м}^3.$$

Статическое давление слоя жидкости на тарелке рассчитывается по формуле (69):

$$\Delta P_{\text{ст}} = 1,3 * h_{\text{пж}} * \rho_{\text{пж}} * g = 1,3 * 0,055 * 401,81 * 9,81 = 281,84 \text{ Па.}$$

Общее гидравлическое соппротивление ситчатой тарелки по формуле (65):

$$\Delta P = \Delta P_{\text{свх}} + \Delta P_{\sigma} + \Delta P_{\text{ст}} = 6,1 + 460 + 281,84 = 747,94 \text{ Па.}$$

Проверим соблюдение расстояния между тарелками по соотношению:

$$h = \Delta P / (\rho_{ж}^{сп} * g) = 747,94 / (803,62 * 9,81) = 0,094 \text{ м.}$$

Так как принятое значение (0,4 м) больше полученного (0,094 м), то соотношение соблюдается, и расстояние между тарелками оставляем 0,4 м.

Общее гидравлическое сопротивление колонны определим по формуле:

$$\Delta P_{общ} = \Delta P * N = 747,94 * 24 = 17950,56 \text{ Па} = 17,95 \text{ кПа.}$$

Заключение

Поверочный расчёт полной ректификационной колонны для разделения бинарной смеси бензол – о-ксилол производительностью 10100 кг/ч с начальной концентрацией 0,45 масс. доли НКК в смеси показал, что для получения дистиллята с концентрацией бензола 0,918 масс. доли и кубового остатка с концентрацией НКК 0,0175 масс. доли необходимо:

- 1) выбрать колонну типа КСС диаметром 1,2 м;
- 2) установить в колонне ситчатые тарелки типа ТС-Р ОСТ 28-805-73;
- 3) диаметр отверстий в тарелке 4 мм с шагом между отверстиями 11 мм;
- 4) число действительных тарелок в колонне 24 (5 в укрепляющей части и 19 в исчерпывающей);
- 5) расстояние между тарелками принято 0,4 м;
- 6) высота сепарационной и кубовой частей приняты по 2,0 м;
- 7) общая высота колонны 13,74 м;
- 8) общее сопротивление прохождению пара в тарельчатой части колонны 17,95 кПа.

Список литературы

1. Касаткин А. Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. - М.: Альянс, 2014, 752 с. с ил..
2. Павлов К.Ф., Романков П.Г., Носков А.А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. – М.: Альянс, 2013, 576 с. с ил.
3. Кузнецова И.М., Харлампиди Х.Э., Иванов В.Г., Чиркунов Э.В. Общая химическая технология. Методология проектирования химико-технологических процессов. /Под ред. Харлампиди Х.Э. Учебник, 2-е изд. перераб./СПб: Лань, 2013, 448с. иллюстр.

Приложение

Таблица 11 - Плотность жидких веществ зависимости от температуры

Вещество	Плотность, кг/м ³						
	0 °С	20 °С	40 °С	60 °С	80 °С	100 °С	120 °С
Ацетон	813	791	768	746	719	693	665
Бензол	900	879	858	836	815	793	769
Бутанол	824	810	795	781	766	751	735
Изопропиловый спирт	801	785	768	752	735	718	700
м-Ксилол	882	865	847	831	817	803	790
Метанол	810	792	774	756	736	714	--
Пропанол	819	804	788	770	752	733	711
Толуол	884	866	847	828	808	788	766
Уксусная кислота	1072	1058	1042	1026	1010	994	978
Этанол	806	789	772	764	735	716	693

Таблица 12 – Динамическая вязкость жидких веществ в зависимости от температуры

Вещество	Динамический коэффициент вязкости, мПа*с						
	0 °С	20 °С	40 °С	60 °С	80 °С	100 °С	120 °С
Ацетон	0,395	0,322	0,268	0,23	0,2	0,17	0,15
Бензол	0,91	0,65	0,492	0,39	0,316	0,261	0,219
Бутанол	5,19	2,95	1,78	1,14	0,76	0,54	0,38
Изопропиловый спирт	4,6	2,39	1,33	0,8	0,52	0,38	0,29
м-Ксилол	0,76	0,6	0,48	0,39	0,31	0,27	0,23
Метанол	0,817	0,584	0,45	0,351	0,29	0,24	0,21
Пропанол	3,45	2,25	1,47	0,9	0,65	0,47	0,32
Толуол	0,768	0,586	0,466	0,381	0,319	0,271	0,231
Уксусная кислота	--	2,21	1,35	0,92	0,65	0,5	0,4
Этанол	1,78	1,19	0,825	0,591	0,435	0,326	0,248

Таблица 13 – Физические константы жидких веществ

Вещество	MM	TB	TC	PC	A	B	C
Ацетон	58,08	329,4	508,1	46,4	16,651	2940,46	-35,93
Бензол	78,11	353,3	562,1	48,3	15,901	2788,51	-52,36
Бутанол	74,12	390,9	562,9	43,6	17,216	3137,02	-94,43
Изопропиловый спирт	60,1	355,4	508,3	47,0	18,693	3640,2	-53,54
м-Ксилол	106,2	412,3	617,0	35,0	16,139	3366,99	-58,04
Метанол	32,04	337,8	512,6	79,9	18,588	3626,55	-34,29
Пропанол	60,1	370,4	536,7	51,0	17,544	3166,38	-80,15
Толуол	92,14	383,8	591,7	40,6	16,014	3096,52	-53,67
Уксусная кислота	60,05	391,1	594,4	57,1	16,808	3405,57	-56,34
Этанол	46,07	351,5	516,2	63,0	18,912	3803,98	-41,68

MM – молекулярная масса, кг/кмоль; TB – температура кипения, К;
 TC – критическая температура, К; PC – критическое давление, атм;
 A, B, C - коэффициенты уравнения Антуана $\ln P = A - B/(T + C)$.

Таблица 14 – Теплоёмкости жидких веществ в зависимости от температуры

Вещество	Теплоёмкость, Дж/кг*К					
	0 °C	20 °C	40 °C	60 °C	80 °C	100 °C
Ацетон	2135,37	2219,11	2281,92	2344,72	2386,59	2491,27
Бензол	1570,13	1674,8	1758,54	1821,35	1926,02	2009,76
Бутанол	2051,63	2281,92	2533,14	2805,29	3056,51	3307,73
Изопропиловый спирт	2281,92	2595,94	2930,9	--	--	--
м-Ксилол	1611,99	1695,74	1779,48	1884,15	1967,89	2072,57
Метанол	2365,66	2491,27	2595,94	2700,62	2826,23	2930,9
Пропанол	2177,24	2365,66	2595,94	2805,29	3014,64	3223,99
Толуол	1549,19	1632,93	1716,97	1779,48	1842,28	1884,15
Уксусная кислота	1926,02	2009,76	2093,5	2177,24	2260,98	2344,72
Этанол	2344,72	2554,07	2763,42	3014,64	3223,99	3454,28

Таблица 15 – Теплопроводности жидких веществ в зависимости от температуры

Вещество	Теплопроводность, Вт/м*К					
	0 °С	20 °С	40 °С	60 °С	80 °С	100 °С
Ацетон	0,1768	0,1745	0,1651	0,1605	0,1570	0,1512
Бензол	0,1570	0,1512	0,1430	0,1384	0,1291	0,1256
Бутанол	0,1605	0,1570	0,1535	0,1489	--	--
Изопропиловый спирт	0,1570	0,1535	0,1512	0,1454	0,1407	--
м-Ксилол	0,1361	0,1326	0,1279	0,1244	0,1210	--
Метанол	0,2140	0,2117	0,2093	0,2059	0,2024	--
Пропанол	0,1757	0,1726	0,1694	0,1663	0,1632	--
Толуол	0,1442	0,1396	0,1349	0,1279	0,1221	0,1175
Уксусная кислота	0,1779	0,1745	0,1698	0,1651	--	--
Этанол	0,1861	0,1826	0,1779	0,1733	--	--

Таблица 16 – Коэффициент объёмного расширения жидких веществ в зависимости от температуры

Вещество	$\beta \cdot 10^3$						
	0 °С	20 °С	40 °С	60 °С	80 °С	100 °С	120 °С
Ацетон	1,35	1,43	1,52	1,62	1,88	2,00	2,12
Бензол	1,18	1,22	1,26	1,30	1,37	1,43	1,67
Бутанол	0,85	0,88	0,91	0,94	0,98	1,03	1,09
Изопропиловый спирт	1,01	1,05	1,08	1,12	1,16	1,20	1,27
м-Ксилол	0,98	1,01	1,05	1,12	1,18	1,27	1,38
Метанол	1,14	1,19	1,27	1,30	1,42	1,61	1,81
Пропанол	1,04	1,08	1,11	1,15	1,19	1,23	1,29
Толуол	1,04	1,07	1,11	1,17	1,24	1,33	1,44
Уксусная кислота	1,05	1,07	1,11	1,14	1,18	1,23	1,30
Этанол	1,05	1,08	1,13	1,22	1,33	1,44	1,87

Таблица 17 – Физические свойства воды (на линии насыщения)

$t, ^\circ\text{C}$	$\rho, \text{кг/м}^3$	$l, \text{кДж/кг}$	$C, \text{кДж/кг}^\circ\text{K}$	$\lambda, \text{Вт/м}^\circ\text{K}$	$\mu \cdot 10^3, \text{Па} \cdot \text{с}$	$\nu \cdot 10^6, \text{м}^2/\text{с}$	$\beta \cdot 10^4$
0	1000	0	4,23	0,551	1,79	1,79	-0,63
10	1000	41,9	4,19	0,575	1,31	1,31	0,70
20	998	83,8	4,19	0,599	1,00	1,01	1,82
30	996	126	4,18	0,618	0,804	0,81	3,21
40	992	168	4,18	0,634	0,657	0,66	3,87
50	988	210	4,18	0,648	0,549	0,556	4,49
60	983	251	4,18	0,659	0,470	0,478	5,11
70	978	293	4,19	0,668	0,406	0,415	5,70
80	972	335	4,19	0,675	0,355	0,365	6,32
90	965	377	4,19	0,680	0,315	0,326	6,95
100	958	419	4,23	0,683	0,282	0,295	7,50

Таблица 18 – Термодинамические свойства воды и водяного пара

Р, кПа	$t_s, ^\circ\text{C}$	$l_p, \text{кДж/кг}$	$l_k, \text{кДж/кг}$	$v_{п}, \text{м}^3/\text{кг}$	$C, \text{кДж/кг}^\circ\text{K}$	$\lambda \cdot 10^3, \text{Вт/м}^\circ\text{K}$	$\mu \cdot 10^6, \text{Па} \cdot \text{с}$
280	131	2722,3	551,4	0,6464	1,9912	27,37	13,448
300	134	2725,5	561,4	0,6059	1,9888	27,58	13,562
320	136	2728,4	570,9	0,5703	1,9872	27,72	13,638
340	138	2731,2	579,9	0,5387	1,9856	27,86	13,714
360	140	2733,8	588,5	0,5106	1,9840	28,00	13,790
380	142	2736,2	596,8	0,4853	1,9830	28,18	13,868
400	144	2738,5	604,7	0,4624	1,9820	28,36	13,946
420	145	2740,7	612,3	0,4417	1,9815	28,45	13,985
440	147	2742,8	619,6	0,4228	1,9805	28,63	14,063
460	149	2744,8	626,7	0,4054	1,9795	28,81	14,141
480	150	2746,7	633,5	0,3895	1,9790	28,90	14,180
500	152	2748,5	640,1	0,3748	2,0406	29,56	14,226
550	155	2752,7	655,8	0,3426	2,1330	30,55	14,295
600	159	2756,4	670,4	0,3156	2,2562	31,87	14,387
650	162	2759,9	684,2	0,2926	2,2770	32,34	14,494
700	165	2762,9	697,1	0,2727	2,2620	32,55	14,620
750	168	2765,8	709,3	0,2555	2,2470	32,76	14,746
800	170	2768,4	720,9	0,2403	2,237	32,90	14,830
850	173	2770,8	732,0	0,2269	2,2253	33,08	14,953
900	175	2773,0	742,6	0,2148	2,2175	33,20	15,035
950	178	2775,1	752,8	0,2041	2,2058	33,38	15,158
1000	180	2777,0	762,6	0,1943	2,1980	33,50	15,240