

Н.П. Мидуков, В.С. Куров, А.О. Никифоров

**МИНИСТЕРСТВО ОБРАЗОВАНИЯ И НАУКИ РОССИЙСКОЙ ФЕДЕРАЦИИ
ФЕДЕРАЛЬНОЕ ГОСУДАРСТВЕННОЕ БЮДЖЕТНОЕ ОБРАЗОВАТЕЛЬНОЕ
УЧРЕЖДЕНИЕ ВЫСШЕГО ПРОФЕССИОНАЛЬНОГО ОБРАЗОВАНИЯ**

**«САНКТ-ПЕТЕРБУРГСКИЙ ГОСУДАРСТВЕННЫЙ
ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЙ УНИВЕРСИТЕТ
РАСТИТЕЛЬНЫХ ПОЛИМЕРОВ»**

МАССООБМЕННЫЕ ПРОЦЕССЫ В ЦЕЛЛЮЛОЗНО-БУМАЖНОЙ ПРОМЫШЛЕННОСТИ

Учебное пособие

Допущено УМО по образованию в области лесного дела в качестве учебного пособия для студентов высших учебных заведений, обучающихся по направлению подготовки бакалавров 18.03.01 «Химическая технология» (профиль «Химическая технология переработки древесины»).

Номер 09/15У от 01.09.2015

Санкт-Петербург

2015

УДК 676.024.17 (075)
ББК 35.77я 7
М 425

Массообменные процессы в целлюлозно-бумажной промышленности: учеб. пособие / Н.П. Мидуков, В.С. Куров, А.О. Никифоров; СПбГТУРП. – СПб., 2015. 125 с.: ил. 22.- ISBN 978-5-91646-066-7

Излагаются основы массообменных процессов целлюлозно-бумажной промышленности (абсорбции, дистилляции, ректификации, экстракции). Большое внимание уделено основам расчёта промышленных массообменных аппаратов, используемых в целлюлозно-бумажной промышленности. Предназначено для студентов и аспирантов технологических вузов при разработке и модернизации соответствующих технологических схем, может быть полезно для научных и инженерно-технических работников.

Рецензенты: Яблокова М.А., д-р техн. наук, профессор, зав. кафедрой инженерного проектирования Санкт-Петербургского государственного технологического университета (Технического университета);

Ёлкин В.А., профессор, декан химико-технологического факультета Санкт-Петербургской государственной лесотехнической академии.

Рекомендовано к изданию Редакционно-издательским советом университета в качестве учебного пособия.

ISBN 978-5-91646-066-7

© Мидуков Н.П., Куров В.С.,
Никифоров А.О., 2015

© Санкт-Петербургский
государственный технологический
университет растительных полимеров,
2015

1. АБСОРБЦИЯ

1.1. Общие сведения

Абсорбционные процессы широко распространены в химической технологии и применяются для получения готовых продуктов, разделения газовых смесей, улавливания и рекуперации ценных продуктов из газовой смеси и санитарной очистки выпускаемых в атмосферу газов от вредных примесей. Процесс абсорбции протекает эффективнее при пониженных температурах и повышенных давлениях.

В целлюлозно-бумажной промышленности процесс абсорбции применяется для получения варочных растворов в производстве сульфитной целлюлозы и санитарной очистки газовых выбросов от сероводорода, метилмеркаптана, сернистого ангидрида и других соединений серы.

В настоящем учебном пособии рассмотрены основы расчета абсорбционных установок процесса получения сырой сульфитной кислоты [6]. Одна из схем данного процесса представлена на рис. 1.1.

Газовая смесь, используемая для приготовления кислоты, получается в результате сжигания серы или обжига сернистого колчедана и состоит из азота, кислорода и двуокиси серы. При выходе из печи газовая смесь имеет температуру от 700 до 1200 °С и содержит ряд нежелательных примесей и загрязнений: огарковую пыль, серный ангидрид, селен, сублимированную серу, окислы мышьяка. Поэтому перед поглощением двуокиси серы в абсорбционных аппаратах газовую смесь необходимо охладить и удалить из нее примеси.

Охлаждение и очистка газовой смеси обычно осуществляется в две ступени. Сначала в полом скруббере за счет орошения водой до температуры 150 – 300 °С, при которой газ еще не насыщается водяными парами. Во второй- используют насадочный скруббер, барботажный теплообменник или рекуператор, в которых газ охлаждается до температуры 30 – 35 °С. Вторая ступень охлаждения газа – двухзонная: на входе газа в аппарат сначала происходит его охлаждение до полного насыщения водяными парами (нижняя зона), в верхней зоне охлаждение газовой смеси сопровождается конденсацией содержащихся в ней водяных паров. Из насадочного скруббера или барботажного теплообменника охлаждающая вода отводится при температуре мокрого термометра охлаждаемого газа и подается на орошение полового скруббера.

Рассматриваются вопросы подготовки газа к абсорбции, связанные с двухступенчатым охлаждением газа, и непосредственно процесс получения варочной кислоты при хемосорбции, далее следуют разделы «Дистилляция», «Ректификация», «Экстракция».

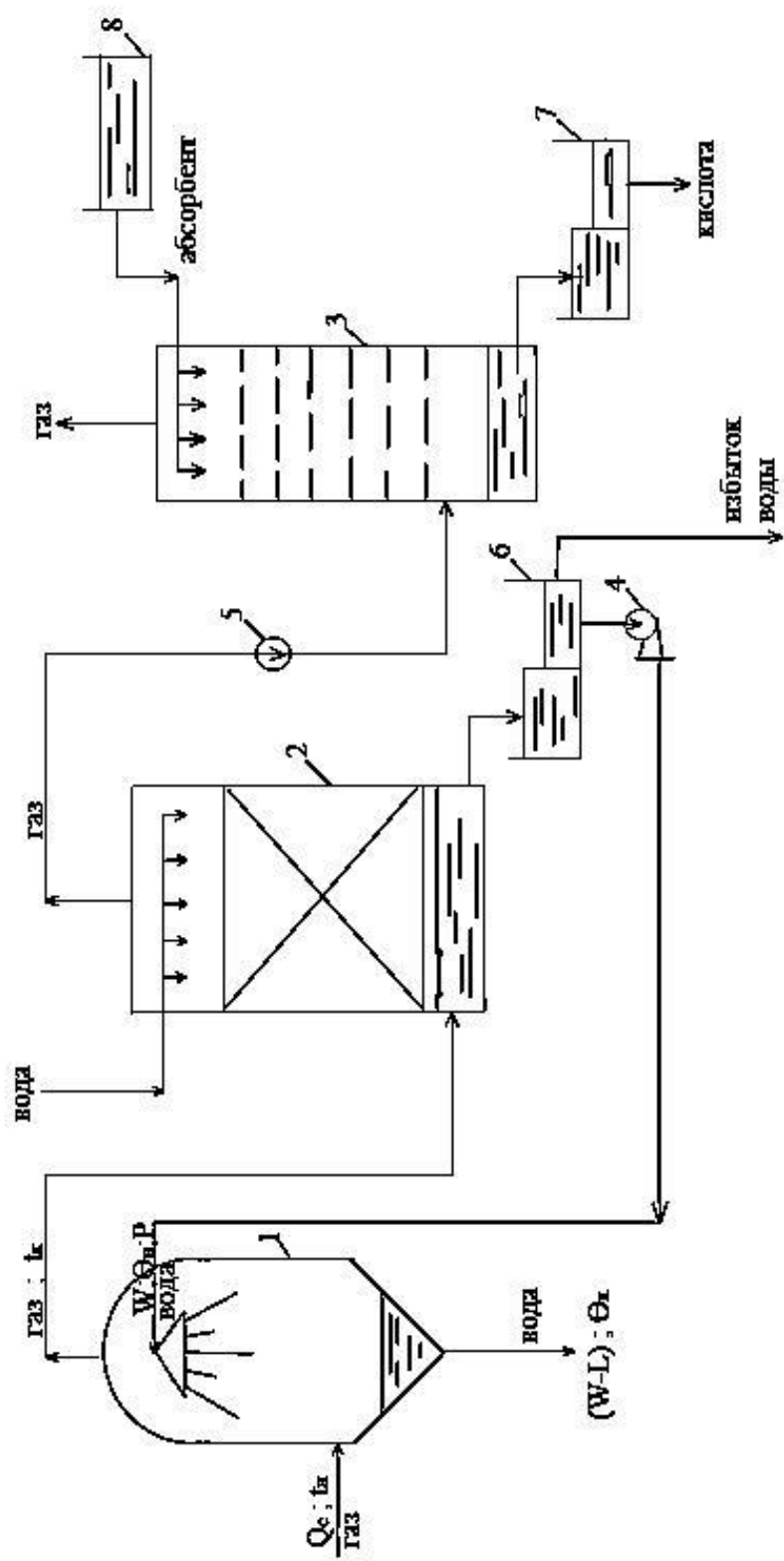


Рис. 1.1. Принципиальная схема абсорбционной установки с абсорбером тарельчатого типа:

1- Полый скруббер; 2- насадочный скруббер; 3- абсорбер; 4 – насос; 5- воздушодувка; 6 – бак оборотной воды; 7- бак крепкой кислоты; 8-бак абсорбента

1.2. Основы расчёта полого скруббера

Исходными данными для расчета являются: объемная производительность по газу V_0 при нормальных условиях, состав охлаждаемого газа в объемных долях y_i и его температуры t_n и t_k на входе и выходе скруббера.

Цель расчета – определить расход подаваемой на орошение воды W_1 и основные геометрические размеры аппарата (высоту H и диаметр D).

1.2.1. Расход воды на орошение скруббера

Расход орошающей воды определяют из уравнения теплового баланса, которое для противоточного полого скруббера при температуре газа на выходе выше температуры мокрого термометра для охлаждаемого газа, принимает вид:

$$G_0 C_n t_n + G_0 x_n J_n + W_1 C_v \theta_n = G_0 C_k t_k + G_0 x_k J_k + (W_1 - L) C_v \theta_k + Q_{\text{п}}, \quad (1.1)$$

где G_0 – массовый расход сухого газа; W_1 – массовый расход орошающей воды; L – массовый расход испарившейся воды; θ_n и θ_k – начальная и конечная температуры воды; x_n и x_k – влагосодержание газа на входе и выходе скруббера; J_n и J_k – энтальпии водяного пара при температурах t_n и t_k ; C_n и C_k – теплоемкость воды при средней ее температуре $\theta_{\text{ср}} = (\theta_n + \theta_k) \div 2$; θ_n – потери теплоемкости в окружающую среду.

Обозначив через $\Psi = L \div W_1$ – долю испарившейся воды, а через $\ell = W_1 \div G_0$ – удельный расход орошающей воды и, выразив из уравнения материального баланса по влаге в газовой среде значение $x_k = x_n + \Psi \ell$, а тепловые потери – через тепловой коэффициент полезного действия ε , из уравнения (1.1) находим:

$$\ell = \frac{\varepsilon[(C_n t_n - C_k t_k) + x_n(J_n - J_k)]}{\Psi(J_k - C_v \theta_k) + C_v(\theta_k - \theta_n)}. \quad (1.2)$$

Значение Ψ задается преподавателем, а ε самостоятельно принимается студентом в зависимости от начальной температуры газа ($\varepsilon = 0,9 + 0,96$).

Теплоемкость сухого газа C_n и C_k определяется по правилу аддитивности:

$$C = \sum_1^n \hat{y}_i c_i, \quad (1.3)$$

где $\hat{y}_i$ – массовые доли компонентов газовой смеси; c_i – их теплоемкость, которую определяют линейной интерполяцией по справочным данным [2] или по Приложению.

Объемные доли пересчитывают в массовые по формуле

$$\hat{y}_i = y_i \frac{\rho_i}{\rho_0}, \quad (1.4)$$

где $\rho_0 = \sum_1^n y_i \rho_i$ – плотность газовой смеси, состоящей из n компонентов; ρ_i – плотность компонентов смеси при нормальных условиях, определяемые по справочным данным.

Энтальпию водяного пара J_k находят по диаграмме $J - S$ для водяного пара [8, рис. XXУ] (по значениям t_k и $p = \text{Iat}$) или рассчитывают по формуле

$$J = r_0 + c_{\text{п}} t, \quad (1.5)$$

где $r_0 = 2493$ кДж/кг – энтальпия водяного пара при 0°C ; $c_{\text{п}}$ – удельная теплоемкость водяного пара при температуре t , найденная интерполяцией [7].

Предельная температура воды на выходе из полого скруббера θ_k равна температуре мокрого термометра t_m охлаждаемой газовой смеси, приближенное значение которой определяют по формуле

$$t_m = 79,4 + \frac{t - 1100}{19,73 + 0,4625t},$$

где t – начальная температура газовой смеси, $^\circ\text{C}$.

Более точные значения t_m рассчитывают по программе на ЭБМ. Задаваясь $\theta_k = t_m$, значение θ_n принимают на $3 - 5^\circ\text{C}$ меньше t_m , что соответствует температуре воды на выходе второй ступени охлаждения газа.

Массовый расход сухого газа составит $G_0 = V_0 \rho_0$ (при отсутствии в исходном газе водяных паров). Тогда расход орошающей воды будет равен $W_1 = \ell G_0$.

1.2.2. Состав газовой смеси на выходе скруббера

Рабочий объем полого скруббера V определяется из основного уравнения теплопередачи:

$$Q = k_V \cdot \Delta t_{\text{ср}} \cdot V, \quad (1.6)$$

где Q – количество теплоты, переданной от газа к охлаждающей воде; k_V – объемный коэффициент теплопередачи; $\Delta t_{\text{ср}}$ – средняя движущая сила процесса по высоте скруббера.

Для расчета k_V необходимо вычислить значения критериев Ag , Re , Pr и внизу и вверху скруббера. В эти критерии входят основные теплофизические характеристики газового потока (вязкость, теплопроводность, теплоемкость и плотность), определение которых зависит от состава газовой смеси. Если состав газовой смеси на входе в аппарат задан, то на выходе из него он значительно изменился за счет испарившейся воды.

Объемный расход газа (при нормальных условиях) на выходе из скруббера определяется равенством:

$$V_{\text{ов}} = V_0 + \frac{\Psi W_1}{0,804}, \quad (1.7)$$

где $0,804$ – плотность водяного пара, кг/м^3 , при нормальных условиях.

Тогда объемная доля водяного пара в газовой фазе на выходе из скруббера состоит:

$$y_{H_2O} = \frac{\Psi W_1}{0,804 V_{\text{ов}}}, \quad (1.8)$$

С учетом испарившейся воды изменились и объемные доли других компонентов, составляющих газовую смесь:

$$y_{ki} = y_{Hi} (1 - y_{H2O}), \quad (1.9)$$

где y_{ki} - объемные доли компонентов на выходе из скруббера; y_{Hi} - объемные доли компонентов на входе в скруббер (см. задание).

Массовая доля водяного пара в газовой фазе на выходе из скруббера составит:

$$\hat{y}_{H2O} = \frac{\Psi W_1}{G_H + \Psi W_1}, \quad (1.10)$$

где G_H - массовый расход газа на входе в скруббер, который при $x_H = 0$ равен массовому расходу сухого газа G_0 ; $G_H + \Psi W_1 = G_B$ - массовый расход газа на выходе из скруббера.

Массовые доли других компонентов равны:

$$\hat{y}_{ki} = \hat{y}_{Hi} (1 - \hat{y}_{H2O}), \quad (1.11)$$

где $\hat{y}_{ki}$ и $\hat{y}_{Hi}$ - соответственно массовые доли компонентов газовой смеси на входе и выходе аппарата.

Определив объемные и массовые доли компонентов газовой смеси, приступает к расчету ее теплофизических характеристик на входе и выходе скруббера.

1.2.3. Теплофизические характеристики газовой смеси на входе и выходе скруббера

Приближенные значения коэффициентов динамической вязкости μ_i компонентов газовой смеси при различных температурах можно найти по учебному пособию [8, рис.VI]. Более точно значения μ_i вычисляют по формуле

$$\mu_i = \mu_{oi} \cdot \frac{273+C}{T+C} \cdot \left(\frac{T}{273}\right)^{3/2}, \quad (1.12)$$

где μ_{oi} - динамический коэффициент вязкости i - того компонента при 0°C ; T - температура, К; C - постоянная Сатерленда [8, табл. У; 9, табл.2].

Коэффициент динамической вязкости газовой смеси $\mu_{см}$ определяют по формуле

$$\mu_{см} = \frac{\sum_1^n (y_i \mu_i \sqrt{M_i \cdot T_{кр,i}})}{\sum_1^n (y_i \sqrt{M_i \cdot T_{кр,i}})}, \quad (1.13)$$

где $\mu_{см}$ - динамический коэффициент вязкости смеси при температуре t ; μ_i - динамические коэффициенты вязкости компонентов при температуре t ; y_i - объемные доли компонентов; M_i - молярные массы компонентов; $T_{кр,i}$ - критические температуры компонентов, К.

Значения $\sqrt{M_i \cdot T_{кр,i}}$ для различных газов приведены в литературе [8, табл. XI; 9, табл. 2].

Теплоемкость газовой смеси $c_{см}$ рассчитывают по уравнению (1.3).

Коэффициент теплопроводности газовой смеси, состоящий из двух- и трехатомных компонентов и не содержащей водорода с достаточной степенью точности, можно определить по формуле

$$\lambda_{\text{см}} = 1,35 \cdot \lambda_{\text{см}} \cdot c_{\text{см}}, \quad (1.14)$$

где $\mu_{\text{см}}$ – динамический коэффициент вязкости смеси, Па · с; $c_{\text{см}}$ – ее удельная теплоемкость, Дж/(кг · К), определенные при температуре t .

Плотность газовой смеси при температуре t и давлении P рассчитывают по уравнению

$$\rho_{\text{см}} = \rho_0 \frac{T_0 \cdot P}{(T_0 + t) \cdot P_0} \quad (1.15)$$

где $\rho_0 = \sum_1^n y_i \cdot \rho_i$ – плотность газовой смеси из n компонентов при нормальных условиях ($T_0 = 0^\circ\text{C} = 273,15 \text{ К}$ и $P_0 = 760 \text{ мм рт.ст} = 1,013 \cdot 10^5 \text{ Па}$); y_i – объемные доли компонентов смеси; ρ_i – их плотности при нормальных условиях.

Определив теплофизические свойства газовой смеси на входе и выходе скруббера (вязкость, теплоемкость, теплопроводность и плотность), приступают к его гидродинамическому и тепловому расчету.

1.2.4. Основные геометрические размеры скруббера

При гидродинамическом расчете необходимо определить режим и скорость относительного движения капель жидкости в восходящем потоке газа, которую можно найти как скорость свободного отстаивания по методу проф. П.В.Лященко. С этой целью рассчитывают критерии Архимеда на входе и выходе скруббера по формуле

$$\text{Ar} = g \cdot d^3 \cdot (\rho_{\text{в}} - \rho_{\text{см}}) \mu_{\text{см}}^2, \quad (1.16)$$

где $\rho_{\text{в}}$ – плотность воды в каплях; $\rho_{\text{см}}$ – плотность газовой смеси при рабочих условиях; $\mu_{\text{см}}$ – ее вязкость; d – диаметр капель.

Диаметр капель $d_{\text{в}}$ на выходе из sprays центробежно-струйной форсунки, который является определяющим линейным размером в критериях подобия вверху скруббера, можно определить по эмпирической формуле

$$d_{\text{в}} = 0,1 \cdot d_{\text{с}}^{0,51} \cdot v^{-0,8}, \quad (1.17)$$

где $d_{\text{с}}$ – диаметр сопла форсунки; v – скорость жидкости в нем.

Численные значения $d_{\text{с}}$ и v определяют по следующим зависимостям

$$v = 0,8 \sqrt{\frac{2P}{\rho_{\text{в}}}} \quad \text{и} \quad d_{\text{с}} = \sqrt{\frac{W_1}{0,785 \rho_{\text{в}} V}}, \quad (1.18)$$

где P – абсолютное в форсунке, Па; $\rho_{\text{в}}$ – плотность воды, поступающей в форсунку, кг/м³; W_1 – массовый расход воды.

Давление в форсунке (абсолютное или избыточное) задает преподаватель.

С учетом доли испарившейся в скруббере воды Ψ диаметр капель d_n (определяющий линейный размер внизу скруббера) находят из формулы

$$d_n^3 = d_b^3 - (1 - \Psi)$$

Установив по критериям Архимеда режим относительного движения капель и газа внизу скруббера, выбирают соответствующую данному режиму формулу, по которой рассчитывают критерии Рейнольдса для верха и низа аппарата:

$$\begin{aligned} \text{при } Ar < 36 \text{ (ламинарный режим): } Re &= Ar/18, \\ 36 < Ar < 83000 \text{ (переходный режим): } Re &= 0,152 \cdot Ar^{0,715}, \\ Ar > 83000 \text{ (турбулентный режим): } Re &= 1,74 \cdot \sqrt{Ar}. \end{aligned} \quad (1.19)$$

Кроме критериев Рейнольдса для теплового расчета необходимо определить критерии Прандтля на входе и выходе скруббера

$$Pr = \lambda_{cm} \cdot c_{cm} / \lambda_{cm}$$

При теплоотдаче от газа к каплям жидкости в полном скруббере справедлива зависимость

$$Nu = 2 + 0,267 \cdot Re^{0,5} \cdot Pr^{0,33} \quad (1.20)$$

По рассчитанным значениям критерия Нуссельта для верха и низа скруббера определяют соответствующие им коэффициенты теплоотдачи

$$\alpha = Nu \cdot \lambda_{cm} / d, \quad (1.21)$$

где d -ранее рассчитанные диаметры капель для верха и низа аппарата (d_b и d_n).

Для расчета объемного коэффициента теплопередачи k_y от газа к каплям воды необходимо вычислить для верха и низа скруббера: массовые расходы орошающей воды W_n и W_b , объемные расходы газовой смеси $V_{рн}$ и $V_{рв}$ при рабочих условиях и удельную поверхность капель f_n и f_b .

Массовый расход орошающей воды вверху скруббера определен в разделе 2.1: $W_b = W_1$, а внизу аппарата W_n определяется зависимостью

$$W_n = (1 - \Psi) \cdot W_b \quad (1.22)$$

Поскольку массовые расходы газовой смеси на входе в скруббер G_n и на выходе из него G_b были определены ранее в соответствии с пояснениями к формуле (1.10), то объемные расходы газа внизу $V_{рн}$ и вверху $V_{рв}$ аппарата при рабочих условиях и ранее рассчитанных плотностях газовой смеси $\rho_{cm,n}$ и $\rho_{cm,b}$ определяют по формуле

$$V_{pi} = G_i / \rho_{cm,i}, \quad (1.23)$$

где i – индекс, указывающий на соответствующие характеристики низа или верха аппарата.

Удельные поверхности капель f_n и f_B , т.е. поверхности, отнесенные к единице объема газа при рабочих условиях внизу и вверху аппарата, рассчитывают по уравнению

$$f_i = \frac{G \cdot W_i}{V_{\rho i} \cdot d_i \cdot \rho_B}, \quad (1.24)$$

где f_i – удельная поверхность капель, $\text{м}^2/\text{м}^3$; W_i – массовый расход орошающей воды, $\text{кг}/\text{с}$; $V_{\rho i}$ – объемный расход газа, $\text{м}^3/\text{с}$; d_i – диаметр капель, м ; ρ_B – плотность воды, $\text{кг}/\text{м}^3$.

Объемные коэффициенты теплопередачи внизу k_{vH} и вверху k_{vB} скруббера определяют по уравнению

$$k_{vi} = \alpha_i \cdot f_i \quad (1.25)$$

Так как значения W , $V_{\rho i}$, α , ρ_{cm} , f_i , k_{vi} и величин движущей силы процесса теплопередачи $\Delta t = t - \theta$ (t – температура газа, а θ – температура воды в любом сечении аппарата) изменяются по высоте аппарата, то в уравнение (1.6) необходимо подставлять средние значения k_{vi} и Δt_{cp}

$$k_v = \frac{k_{vB} - k_{vH}}{\ln(k_{vB}/k_{vH})}, \quad (1.26)$$

$$\Delta t_{cp} = \frac{\Delta t_H - \Delta t_B}{\ln(\Delta t_H/\Delta t_B)}, \quad (1.27)$$

где $\Delta t_H = t_H - \theta_K$ – движущая сила теплопередачи внизу, а $\Delta t_B = t_K - \theta_H$ – вверху скруббера.

Рассчитав тепловой поток от газа к каплям жидкости, который при отсутствии водяного пара в исходном газе ($x_H = 0$) определяют по формуле

$$Q = 8 \cdot G_0 \cdot (c_H \cdot t_H - c_K \cdot t_K), \quad (1.28)$$

из уравнения (1.6) находят рабочий объем полого скруббера.

Для определения размеров аппарата (диаметра D и высоты H) необходимо рассчитать относительные скорости обтекания капель газовым потоком внизу W_n и вверху W_B скруббера, используя ранее найденные значения Re_n и Re_B

$$W_i = \frac{Re_i \cdot \mu_{cm,i}}{d_i \cdot \rho_{cm,i}}. \quad (1.29)$$

Для предотвращения уноса капель воды газовым потоком скорость газа внизу скруббера W_{pH} должна быть меньше соответствующей относительной скорости обтекания капель W_n на 3÷5%. При этом сечение аппарата составит:

$$S = V_{PH} / W_{PH} . \quad (1.30)$$

Учитывая, что скруббер представляет собой колонный аппарат цилиндрического типа, расчет его диаметра D и рабочей высоты H_p (т.е. расстояния между sprays и верхним краем подводящего газохода) не представляет технических сложностей. Общую высоту аппарата H принимают на $2,5 \div 3,5$ больше его рабочей высоты H_p , так как отводящий газоход расположен выше sprays, а в нижней части скруббера имеются сборник воды и распределитель поступающего газа.

1.3. Расчёт насадочного скруббера

Насадочный скруббер устанавливается после полого скруббера и служит для охлаждения газа до температуры $(30 - 35) ^\circ\text{C}$. Расход и основные характеристики газовой смеси на входе равны соответствующим значениям на выходе полого скруббера.

При расчете насадочного скруббера необходимо определить: расход воды, подаваемой в скруббер на орошение насадки, диаметр аппарата и высоту насадки в нем.

Особенность расчета состоит в том, что температура газовой смеси на входе в скруббер выше, а на выходе – ниже температуры мокрого термометра t_m газовой смеси, поступающей на охлаждение. Поэтому расчет проводят раздельно для двух зон аппарата: верхней и нижней.

В нижней зоне скруббера теплота, отдаваемая газом воде, возвращается к нему с водяными парами, т.е. охлаждение газа происходит при постоянной энтальпии и газовая смесь за счет испарения воды приближается к состоянию насыщения ее водяными парами.

В момент насыщения газовая смесь принимает температуру мокрого термометра t_m , значение которой определено при расчете полого скруббера. В верхней зоне скруббера происходит охлаждение насыщенного водяными парами газовой смеси, сопровождающееся конденсацией водяного пара.

Температура воды в верхней зоне скруббера будет повышаться от температуры θ_n на входе ее в скруббер до температуры $\theta_{гр}$ на границе раздела зон. При некотором расходе воды, подаваемой на орошение насадки в скруббере, температура $\theta_{гр}$ принимает свое максимальное значение, соответствующее температуре мокрого термометра t_m . Этот расход является минимальным. Если расход воды будет меньше, то смесь не сможет охладиться до заданной температуры t_k . При расходе воды выше минимального на границе раздела зон, где газовая смесь становится насыщенной водяными парами и принимает температуру мокрого термометра t_m , температура воды $\theta_{гр}$ будет ниже температуры мокрого термометра t_m . В нижней же зоне скруббера при охлаждении газа за счет испарения воды ее температура практически не изменяется, т.е. на выходе из скруббера температура воды $\theta_k = \theta_{гр}$.

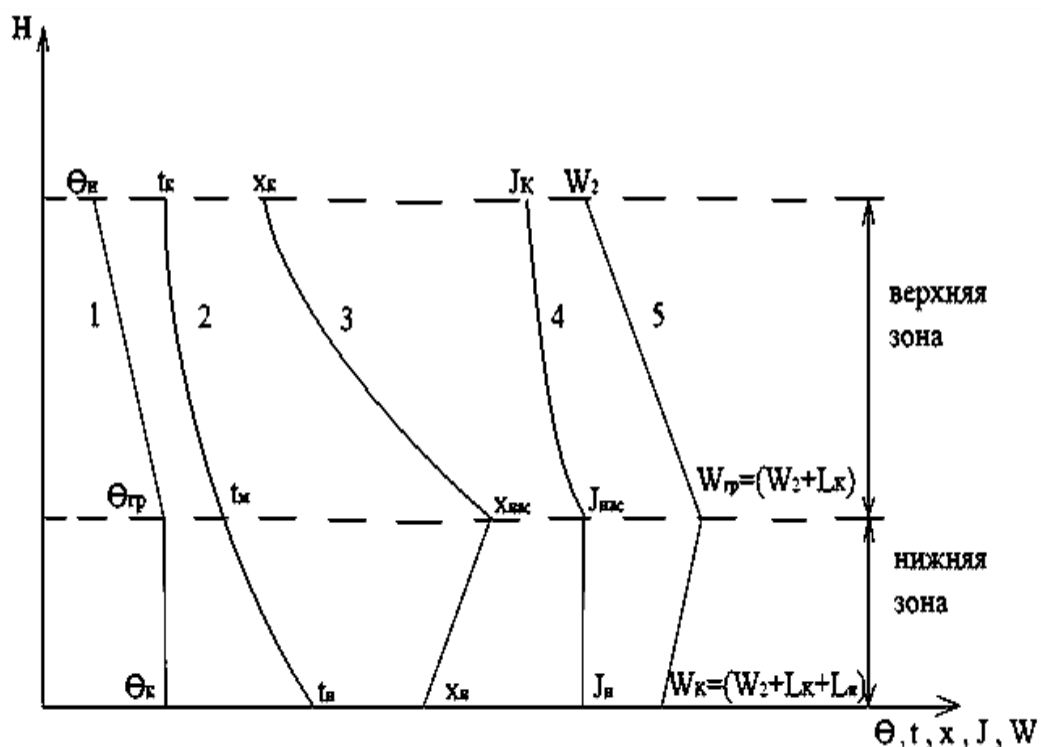


Рис.1.2. Изменение основных параметров газовой смеси и воды по высоте H насадочного скруббера: 1 – температура воды θ ; 2 – температура газа t ; 3 – влагосодержание газа, x ; 4 – энтальпия газа J ; 5 – расход воды W ; L_k – расход конденсата водяного пар; L_n – расход испарившейся воды

Расход стекающей по насадке воды непрерывно изменяется по высоте аппарата: в верхней зоне скруббера за счет конденсата водяного пара из газовой смеси он увеличивается к границе раздела зон, где достигает своего максимального значения, а в нижней зоне уменьшается за счет испарения воды при насыщении газовой смеси водяным паром.

Принципиальная схема изменения по высоте аппарата основных параметров газовой смеси и воды, стекающей по насадке, при ее расходе, превышающем минимальное значение, показана на рис. 1.2.

1.3.1. Расход воды на орошение насадки

Так как вода – это теплоноситель, принимающий теплоту от газа, то ее расход находят из уравнений теплового баланса.

Определяя границу раздела зон в аппарате по сечению, в котором охлаждающий газ принимает температуру мокрого термометра, составим уравнение теплового баланса для верхней и нижней зон и для аппарата в целом.

Уравнение теплового баланса для верхней зоны

$$\begin{aligned} G_o c_M t_M + G_o x_M J_M + W_2 c_B \theta_n = \\ = G_o c_K t_K + G_o x_K J_K + (W_2 + L_K) c_B \theta_{гр}, \end{aligned} \quad (1.31)$$

где G_o – массовый расход сухого газа; W_2 – расход воды на орошение насадки; $L_k = G_o(x_m - x_k)$ – расход сконцентрированного водяного пара в верхней зоне скруббера; x_m – влагосодержание газовой смеси при температуре мокрого термометра t_m ; x_k – влагосодержание газа на выходе из скруббера при температуре t_k ; c_m и c_k – теплоемкость сухого соответственно при температурах t_m и t_k ; J_m и J_k – энтальпия водяного пара при температурах t_m и t_k ; c_b – теплоемкость воды; θ_n и $\theta_{гр}$ – температура воды на выходе в скруббер и на границе раздела зон.

Уравнение теплового баланса для нижней зоны

$$\begin{aligned} G_o c_n t_n + G_o x_n J_n + (W_2 + L_k) c_b \theta_{гр} = \\ = G_o c_m t_m + G_o x_m J_m + (W_2 + L_k - L_n) c_b \theta_k, \end{aligned} \quad (1.32)$$

где $L_n = G_o(x_m - x_n)$ – расход испарившейся воды в нижней зоне скруббера; x_n – влагосодержание газовой смеси при температуре газа t_n на входе в скруббер; c_m – теплоемкость сухого газа при тех же условиях; J_n – энтальпия водяного пара при температуре t_n ; $\theta_{гр} = \theta_k$ – температура воды на выходе из скруббера.

Уравнение теплового баланса для аппарата в целом

$$\begin{aligned} G_o c_n t_n + x_n J_n + W_2 c_b \theta_n = \\ = G_o c_k t_k + G_o x_k J_k + (W_2 + L_k - L_n) c_b \theta_k + Q_{п}, \end{aligned} \quad (1.33)$$

где $Q_{п}$ – потери теплоты в окружающую среду, которые не учитывались в уравнениях (1.31) и (1.32).

Выразив потери теплоты в окружающую среду через тепловой коэффициент полезного действия θ и вводя понятие удельного расхода орошающей воды $l = W_2/G_o$, с учетом равенств $L_k = G_o(x_m - x_n)$ и $L_n = G_o(x_m - x_n)$, из уравнения (1.33) находим

$$l = \frac{\theta[(c_n t_n + x_n J_n) - (c_k t_k + x_k J_k) - (x_n - x_k)] c_b \theta_k}{c_b (\theta_k - \theta_n)}. \quad (1.34)$$

Если принять $\theta_k = t_m$, то по уравнению (1.34) определяется минимальный расход воды (l_{min}) на орошение насадки, при котором на границе раздела зон температуры воды и газовой смеси будут равны температуре мокрого термометра, т.е. в этом сечении аппарата движущая сила теплопередачи ($t_m - \theta_k$) будет равна нулю, что приводит к бесконечно большой высоте насадки в аппарате. Следовательно значение θ_k надо принимать меньше значения t_m . Чем больше разность между t_m и θ_k , тем меньше требуемая высота насадки на скруббере, но больше удельный расход воды на ее орошение. Оптимальное значение θ_k должно определяться на основе технико-экономического расчета, определяемого затратами на изготовление и эксплуатацию всего узла охлаждения газовой смеси в полном и насадочном скруббере. Принимаем температуру $\theta_k = t_m - (3 \div 5)^\circ\text{C}$, которая должна совпадать с температурой воды, подаваемой на орошение полого скруббера и принятой при его расчете.

При решении уравнения (1.34) значение θ , если оно не задано преподавателем, принимается студентом в пределах $\theta = (0,95 \div 0,98)$. Массовый расход сухого газа G_o в насадочном скруббере тот же, что и в полном скруббере, ибо при охлаждении масса сухого газа остается постоянной. Теплоемкость сухого газа c_r и температура газовой смеси t_n , а также энтальпия водяного пара J_n на входе в насадочный скруббер соответственно равны параметрам на выходе полого скруббера. Влагосодержание газовой смеси x_n на входе в насадочный скруббер численно равно его влагосодержанию на выходе из полого скруббера, а поэтому его рассчитывают по данным полого скруббера.

$$x_n = \frac{\psi W_1}{G_o}, \quad (1.35)$$

где ψ – доля испарившейся воды при охлаждении газа в полном скруббере; W_1 – массовый расход воды на орошение полого скруббера.

Теплоемкость сухого газа c_k и энтальпию водяного пара J_k на выходе насадочного скруббера определяют при температуре t_k соответственно по формулам (1.3) и (1.5), а при влагосодержании газовой смеси x_k , учитывая, что выходящий из аппарата газ насыщен водяными парами ($\phi = 1$), рассчитывают по уравнению

$$x_k = \frac{0,804}{\rho_o} \cdot \frac{\phi P_n}{P - \phi P_n}, \quad (1.36)$$

где 0,804 и ρ_o – соответственно плотности водяного пара и сухого газа в кг/м^3 при нормальных условиях; ϕ – относительная влажность воздуха; P_n – давление насыщенного водяного пара при температуре t_k (находят по учебному пособию [8, табл. XXXVIII]; p – абсолютное давление в верхней части аппарата (принимают равным атмосферному давлению или задается преподавателем).

Температуру воды θ_n на входе в аппарат принимают по менее благоприятным летним условиям ($\theta_n = 15 \div 25^\circ\text{C}$), при которых требуется больший расход воды.

Массовый расход воды на орошение насадки составит $W_2 = lG_o$

1.3.2. Определение высоты насадки в скруббере

Высоту насадки H в скруббере можно определить при известном значении рабочего объема насадки V и площади поперечного сечения аппарата S . Рабочий объем аппарата, занимаемый насадкой, находят из уравнения теплопередачи (1.6).

Следовательно, решение вопроса, также как и при расчете полого скруббера, сводится в основном к нахождению объемного коэффициента теплопередачи. Особенность расчета состоит в том, что насадочный скруббер необходимо рассматривать как двухзонный аппарат и определять высоту насадки отдельно для верхней и нижней зон, что обусловлено качественно разными условиями теплопередачи в зонах.

В нижней зоне аппарата, в которой газ охлаждается при испарении воды с поверхности насадки, справедливо уравнение

$$u = (4 + 0,0158 Re_r) Pr_r^{0,33} \quad (1.37)$$

В верхней зоне, где охлаждается насыщенный водяным паром газ, что сопровождается конденсацией пара, расчет проводят по уравнению

$$Nu = 0,11 Re_r^{0,7} Re_{ж}^{0,7} Pr_r^{0,33} \quad (1.38)$$

В уравнениях (1.37) и (1.33):

$Nu = \frac{\alpha d_3}{\lambda}$ - критерий Нуссельта; $Re_r = \frac{4 - \omega \phi \rho_r}{a \mu_r}$ - критерий Рейнольдса для газа; $Re_{ж} = \frac{4 L_0}{a \mu_{ж}}$ - критерий Рейнольдса для жидкости; $Pr_r = \frac{C_r \mu_r}{\lambda_r}$ - критерий Прандтля для газа; α – коэффициент теплоотдачи от газа к воде, Вт/(м² · К); $d_3 = \frac{4 V_{св}}{a}$ – эквивалентный диаметр насадки, м; $V_{св}$ – относительный свободный объем насадки, м³/м³; a – удельная поверхность насадки, м²/м³; W_ϕ – приведенная (фиктивная) скорость газа в скруббере, отнесенная к поперечному сечению аппарата, м/с; L_0 – плотность орошения, кг/(м²·с); λ_r – коэффициент теплопроводности газа, Вт/(м·К); μ_r – динамический коэффициент вязкости газа, Па·с; ρ_r – плотность газа, кг/м³; $\mu_{ж}$ – динамический коэффициент вязкости воды, Па·с.

Расходы и теплофизические характеристики воды и газовой смеси изменяются по высоте аппарата. Поэтому необходимо найти их численное значение для следующих сечений аппарата: на входе газовой смеси в аппарат, на границе раздела зон и на выходе газовой смеси из аппарата.

1.3.2.1. Расчет нижней зоны скруббера

На входе в насадочный скруббер коэффициент динамической вязкости μ_r , теплоемкость c_r , теплопроводность λ_r и плотность ρ_r газовой смеси, а также объемный расход газа при рабочих условиях Q_p равны соответствующим значениям влажного газа на выходе полого скруббера.

Значение $V_{св}$ и α определяют по учебному пособию [8, табл. XYII] для заданного преподавателем вида насадки.

Приняв скорость газовой смеси на входе в насадочный скруббер в пределах $W_\phi = (0,9 \div 1,5)$ м/с, по уравнению объемного расхода рассчитывают площадь поперечного сечения скруббера S и его диаметр D .

При известных параметрах газовой смеси на входе в скруббер рассчитывают значения Re_r и Pr_r , по уравнению (1.37) находят критерий Nu и определяют значение коэффициента теплоотдачи от газа к воде на входе в аппарат:

$$\alpha = Nu \cdot \frac{\lambda_r}{d_3} \quad (1.39)$$

Аналогичные расчеты для нижней зоны скруббера необходимо выполнить на границе раздела зон, в котором определяющей температурой газовой смеси будет температура мокрого термометра t_m .

Для расчета теплофизических характеристик и параметров газа на границе раздела зон необходимо определить объемный и массовый составы фаз.

Объем водяного пара в газовой смеси, приведенный к нормальным условиям, в этом сечении определяется насыщением газа парами воды

$$V_{BH} = G_0 \cdot \frac{x_M}{0,804}, \quad (1.40)$$

где $x_M = (0,804/p_0) \cdot \left\{ \frac{P_H}{P - P_H} \right\}$ – влагосодержание газовой смеси при температуре мокрого термометра t_m ; P_H – давление насыщенного водяного пара при температуре t_m (8, табл. XXXVIII); P – абсолютное давление в аппарате.

Тогда объемная доля водяного пара в газовой смеси на границе раздела зон равна

$$y_{BH} = V_{BH} / (V_0 + V_{BH}), \quad (1.41)$$

а объемные доли других компонентов составят

$$y_{ir} = y_i \cdot (1 - y_{BH}), \quad (1.42)$$

где y_{ir} – объемные доли компонентов (SO_2 и N_2) на границе раздела зон; y_i – объемные доли указанных компонентов в сухом газе, т. е. на входе в полный скруббер.

Массовая доля водяного пара на границе раздела зон равна

$$\bar{y}_{BH} = x_M / (1 + x_M), \quad (1.43)$$

а массовые доли других компонентов

$$\bar{y}_{ir} = \bar{y}_i / (1 - \bar{y}_{BH}), \quad (1.44)$$

где $\bar{y}_i$ – массовые доли компонентов сухого газа, т.е. на входе в полный скруббер.

Зная массовые и объемные доли компонентов газовой смеси на границе раздела зон, физические параметры газовой смеси μ_{rp} , c_{rp} , p_{rp} и λ_{rp} при температуре t_m рассчитывают по уравнениям (1.13), (1.3), (1.14) и (1.15), а объемный расход газа при рабочих условиях V_{rp} в этом сечении будет равен

$$V_{rp} = G_0 \cdot \frac{1 + x_M}{p_{rp}}. \quad (1.45)$$

Тогда по уравнению объемного расхода скорость газа на границе раздела зон составит

$$W_{rp} = \frac{V_{rp}}{S}, \quad (1.46)$$

где S – равная рассчитанная площадь поперечного сечения скруббера.

Далее, также как и на входе газа в скруббер, рассчитывают критерии Re_r , Pr_r и определяют критерий Nu_r и значение α_{tr} на границе раздела зон по формуле (1.39).

По рассчитанным значениям коэффициентов теплоотдачи находят значения объемных коэффициентов теплопередачи на входе в скруббер K_{vH} и на границе раздела зон K_{vrp} по уравнению

$$K_v = \alpha \cdot a, \quad (1.47)$$

где α - удельная поверхность насадки.

Так как коэффициент и движущая сила теплопередачи изменяются по высоте нижней зоны, то рассчитывают их средние значения. При этом движущая сила на входе в аппарат $\Delta t_H = t_H - \theta_k$, а на границе раздела зон $\Delta t_{rp} = t_H - \theta_k$.

Количество теплоты, отдаваемое от газовой смеси к воде в нижней зоне скруббера, находят по уравнению

$$Q_H = \varepsilon \cdot G_0 \{ (c_H \cdot t_H - c_M \cdot t_M) + x_H \cdot (I_H \cdot I_M) \}. \quad (1.48)$$

Требуемый объем насадки $V_{нас}$ в нижней зоне скруббера находят из уравнения (1.6). Тогда ее высота равна

$$H_{нас} = V_{нас} / S. \quad (1.49)$$

1.3.2.2. Расчет верхней зоны скруббера

При расчете высоты насадки в верхней зоне насадочного скруббера $H_{нас}$ в критерий Нуссельта на границе раздела зон и вверху скруббера рассчитывают по уравнению (1.38). Следовательно, кроме теплофизических характеристик газовой смеси и приведенной скорости газа необходимо знать плотность орошения L_0 , вязкость жидкости для соответствующих сечений аппарата.

Значение динамического коэффициента вязкости воды на границе раздела $\mu_{B,rp}$ находят по температуре Q_k , вверху скруббера $\mu_{B,B}$ по температуре Q_H по учебному пособию [(8, табл. VI)].

Плотность орошения на границе раздела зон равна

$$L_{0,rp} = (W_2 + L_k) / S, \quad (1.50)$$

где $L_k = G_0(x_m - x_k)$ - расход сконденсированного водяного пара в верхней зоне скруббера.

Плотность орошения вверху скруббера

$$L_{0,B} = W_2 / S \quad (1.51)$$

Необходимые теплофизические характеристики для расчета критерия Nu , а следовательно, и коэффициент теплоотдачи α_{tr} на границе раздела зон определены при расчете нижней зоны аппарата.

Для расчета теплофизических характеристик газовой смеси на выходе газа из аппарата рассчитаем ее объемный и массовый состав.

При нормальных условиях объемный расход газа на выходе из аппарата составит

$$V_{OB} = V_0 + \frac{G_0 \cdot x_k}{0.804}. \quad (1.52)$$

Тогда объемная доля водяного пара в газовой фазе на выходе из скруббера равна

$$y_{BH} = \frac{G_0 \cdot x_k}{0.804 \cdot V_{OB}} \quad (1.53)$$

Объемные доли других компонентов

$$y_{iB} = y_i(1 - y_{BH}) \quad (1.54)$$

Массовая доля несконденсированных водяных паров в газовой фазе на выходе из скруббера составит

$$\bar{y}_{BH} = x_k / (1 + x_k), \quad (1.55)$$

а массовые доли других компонентов

$$\bar{y}_{iB} = \bar{y}_i / (1 - \bar{y}_{BH}). \quad (1.56)$$

Определив объемные и массовые доли водяного пара в газовой фазе на выходе из скруббера, по принятым ранее формулам рассчитывают физические параметры газовой смеси μ_B , c_B , $N_{Bи}$ и ρ_B и объемный расход газа при рабочих условиях на выходе газа из скруббера

$$Vp = G_0(1 + x_k) / \rho_B \quad (1.57)$$

Расчет коэффициентов теплоотдачи на границе раздела зон $\alpha_{тр}$ и вверху скруббера α_B проводят по уравнению (1.37) при соответствующих значениях критерия Nu и коэффициента теплопроводности газовой смеси λ . Значения объемных коэффициентов теплопередачи $K_{v,тр}$ и $K_{v,B}$ определяют по уравнению (1.47) и находят его среднелогарифмическое значение K_v .

Движущая сила процесса теплопередачи от газа и воды на границе раздела зон $t_{тр} = t_H - \theta_k$, а наверху скруббера $\Delta t_{тр} = (\Delta t_{тр} + \Delta t_B) / 2$.

Количество теплоты, отдаваемое газовой смесью при ее охлаждении к воде, в верхней зоне скруббера равно

$$Q = W \cdot c_B (\theta_k - \theta_H) \quad (1.58)$$

Требуемый объем насадки $V_{нас}$ в верхней зоне скруббера рассчитывают из уравнения (1.6), и ее высоту по уравнению (1.49).

1.3.3. Расчет высоты аппарата

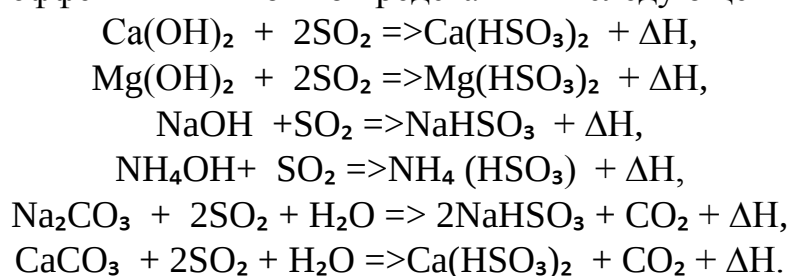
Высота аппарата H будет больше высоты насадки $H_{нас}$ примерно на $(2,5 \div 3,5)$, так как над насадкой располагается распределительная тарелка для подачи воды в аппарат и отводящий газопровод, а в нижней части аппарата имеется сборник воды и распределитель поступающего газа

$$H = H_{\text{нас,н}} + H_{\text{нас,в}} + (2,5+3,5) \quad (1.59)$$

1.4 . Условия равновесия процесса и определение конечной концентрации кислот

Рабочую высоту абсорбера условно делим на верхнюю и нижнюю зоны.

В *верхней зоне* последовательно протекают химические реакции образования сернистой кислоты, моно- и бисульфатных растворов. В зависимости от вида используемого основания в кислоте суммарные химические реакции и их тепловые эффекты ΔH можно представить в следующем виде



Данные о тепловых эффектах реакций при образовании сульфитной кислоты на различных основаниях и теплоты образования химических соединений, участвующих в приготовлении кислоты, приведены в литературе [6,7,9] и составлена табл. 1.1.

Таблица 1.1

Тепловой эффект реакций ΔH при образовании сульфитной кислоты

Вид абсорбента	$\Delta H, \frac{\text{кДж}}{\text{мольSO}_2}$	Вид абсорбента	$\Delta H, \frac{\text{кДж}}{\text{мольSO}_2}$
Ca(OH)_2	239.2	$\text{MgO} + \text{H}_2\text{O}$	223.7
$\text{CaCO}_3 + \text{H}_2\text{O}$	305.9	NaOH	134.9
$\text{CaO} + \text{H}_2\text{O}$	124	$\text{Na}_2\text{CO}_3 + \text{H}_2\text{O}$	102.2
Mg(OH)_2	206.1	NH_4OH	100
$\text{MgCO}_3 + \text{H}_2\text{O}$	108.5	H_2O	31

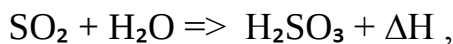
Массовое содержание связанного химической реакцией SO_2 в кислоте, %, равно

$$C = \frac{2M_{\text{SO}_2}}{M_{\text{оси}}} \cdot C_1, \quad (1.60)$$

где M_{SO_2} - молярная масса сернистого ангидрида; $M_{\text{оси}}$ - молярная масса основания (CaO , MgO , Na_2O , $(\text{NH}_4)_2\text{O}$) в кислоте; C_1 - массовое содержание основания в кислоте, % (см. задание на проектирование); 2 - число молей SO_2 , связанных в бисульфите на один моль основания.

Величина C представляет собой концентрацию SO_2 в кислоте на границе раздела верхней и нижней зон в массовых процентах. Следовательно, относительная массовая концентрация SO_2 в жидкости на границе раздела зон равна $\bar{x}_{\text{гр}} = C/(100-C)$ кг SO_2 /кг абсорбента.

В нижней зоне аппарата бисульфитный раствор, поступающий в нее из верхней зоны, насыщается свободным SO_2 с образованием сернистой кислоты



где значение ΔH приведено в табл. 1.1.

Условия равновесия между газом и жидкостью в нижней зоне аппарата определяются как при физической абсорбции, в соответствии с законом Генри и Дальтона. По закону Генри парциальное давление SO_2 над водным раствором $P_{\Pi} = k \cdot x$, где k -коэффициент Генри, x - мольная доля SO_2 в жидкости. По закону Дальтона $P_{\Pi} = P_y$, где P -абсолютное давление, y -мольная (объемная) доля SO_2 в газовой смеси. Следовательно, в состоянии равновесия справедливо уравнение $x^* = (P/k) \cdot y$. При переводе содержания SO_2 в жидкости из мольных в массовые доли с учётом экспериментально полученной зависимости k от температуры θ уравнение равновесия принимает вид

$$\bar{x}^* = 2,25 \cdot 10^{-6} P \cdot y \cdot 1,0363^{-\theta}.$$

Опытным путем также установлено, что растворимость SO_2 в водных растворах бисульфитов снижается при возрастании содержания в них ионов HSO_3^- пропорционально значению $0,89^c$. Таким образом, для бисульфитных растворов массовая доля растворенного в нижней зоне свободного SO_2 в условиях равновесия определяется зависимостью [7,9,11]:

$$\bar{x}_a^* = 2,25 \cdot 10^{-6} \cdot P_n \cdot y_n \cdot 1,0363^{-G_n} \cdot 0,89^c,$$

где $\bar{x}_a^*$ - равновесная массовая доля свободного SO_2 в кислоте на выходе из аппарата; P_n - давление в низу абсорбера; y_n - объемная доля SO_2 в газовой смеси на входе в абсорбер; θ_n - конечная температура кислоты, $^{\circ}\text{C}$ (см. задание на проектирование).

Если процесс абсорбции в аппарате протекает при атмосферном давлении ($P_{\text{ат}} = 101,3$ кПа), то давление P_n в низу аппарата будет больше примерно на 4-6 %. Этой величиной задаются с последующим уточнением ее в конце расчета.

Относительная массовая доля свободного SO_2 (кг SO_2 /кг абсорбента) в кислоте на выходе из абсорбера при равновесии с поступающим в аппарат газом равна

$$\bar{x}_a^* = \bar{x}_a^* / (1 - \bar{x}_a^*)$$

Такая концентрация свободного SO_2 в кислоте может быть обеспечена только при бесконечно большой высоте аппарата. При ограниченной высоте

абсорбера равновесие между средами не устанавливается. Поэтому относительная массовая доля растворенного при физической абсорбции SO_2 на выходе из абсорбера составит

$$\bar{x}_a^* = \Psi \cdot \bar{x}_a^*,$$

где Ψ – степень отклонения от состояния равновесия (см. задание на проектирование).

Тогда концентрация кислоты за счет связанного и свободного SO_2 на выходе из аппарата равна

$$\bar{x}_n = \bar{x}_{zp} + \bar{x}_a. \quad (1.61)$$

1.5. Расчёт насадочного абсорбера

1.5.1. Определение расхода абсорбента

Расход абсорбента определяется из уравнения материального баланса процесса абсорбции

$$M = G \cdot (\bar{Y}_n - \bar{Y}_b) = L \cdot (\bar{X}_n - \bar{X}_b), \quad (1.62)$$

где M – массовый расход поглощаемого абсорбентом SO_2 ; G и L – массовые расходы инертного газа и абсорбента; $\bar{Y}_n$ и $\bar{Y}_b$ – относительные массовые доли абсорбтива (SO_2) в газовой фазе внизу и на верху абсорбера, кг SO_2 /кг инертного газа; $\bar{X}_n$ и $\bar{X}_b$ – то же в жидкости, кг SO_2 /кг абсорбента.

Так как поступающий в абсорбер газовый поток содержит водяные пары ($\bar{y}_{\text{вп}}$), конденсирующиеся при снижении температуры газа, и сернистый ангидрид ($\bar{y}_n$), вступающий в химическую реакцию с абсорбентом, то массовый расход инертного газа (массоносителя), который состоит только из кислорода и азота и не изменяет свое численное значение по всей высоте абсорбера, проще определить по уравнению

$$G = G_0 \cdot (1 - \bar{y}_{\text{so}_2}), \quad (1.63)$$

где G_0 – массовый расход сухого газа на входе в полый скруббер; $\bar{y}_{\text{so}_2}$ – массовая доля SO_2 в газовой смеси также на входе в полый скруббер (см. [8, ф-ла 4]).

Значения $\bar{Y}_n$ и $\bar{Y}_b$ рассчитывают по формулам

$$\bar{Y}_n = \frac{\bar{y}_n}{1 - \bar{y}_n} \quad \text{и} \quad \bar{Y}_b = \bar{Y}_n \cdot (1 - C_n), \quad (1.64)$$

где C_n – степень поглощения абсорбтива (задается в дополнительных условиях преподавателем или принимается самостоятельно студентом в пределах $C_n = 0,96 \div 0,99$).

Из уравнения (1.4) массовый расход абсорбента равен

$$L = G \cdot (\bar{Y}_n - \bar{Y}_b) / L \cdot (\bar{X}_n - \bar{X}_b), \quad (1.65)$$

где при отсутствии двуокиси серы в абсорбенте, орошающем колонну, значение $\bar{X}_b = 0$.

Удельный расход абсорбента составит

$$\theta = L/G$$

1.5.2. Определение диаметра абсорбера

Диаметр абсорбционной колонны D рассчитывают из уравнения объемного расхода для газового потока

$$D = \sqrt{\frac{V_r}{0.785 w}}, \quad (1.66)$$

где V_r – объемный расход газа при усредненных рабочих условиях по высоте аппарата, $\text{м}^3/\text{с}$; w – фиктивная (отнесенная к полному поперечному сечению колонны) рабочая скорость газа, $\text{м}/\text{с}$.

Сложность расчета состоит в том, что при приготовлении сырой сульфитной кислоты процесс абсорбции сопровождается химическими реакциями, в результате теплового эффекта которых по высоте абсорбера изменяются как температура жидкости, так и температура газа, что приводит к конденсации водяного пара из газовой смеси и к изменению плотности газа ρ_g и вязкости жидкости $\theta_{ж}$, значения которых необходимы для расчета V_r и w .

По тепловому балансу абсорбции [9, с.256-258] повышение температуры абсорбента по ходу его движения в аппарате определяется тепловыми эффектами реакций по зонам абсорбера и конденсации пара.

При этом повышение температуры в нижней зоне абсорбера за счет реакции образования сернистой кислоты составит

$$\Delta\theta_n = \frac{\Delta R_n + M_{SO_2} t_n}{C_p} (\bar{X}_n - \bar{X}_{гр}), \quad (1.67)$$

где $\Delta R_n = \Delta H_n / M_{SO_2}$ – тепловой эффект реакции образования сернистой кислоты, $\text{кДж}/\text{кг } SO_2$; ΔH_n – то же, $\text{кДж}/\text{моль } SO_2$ (см. табл. I.1); $M_{SO_2} = 0,064$ $\text{кг}/\text{моль}$ – молярная масса двуокиси серы ; C_{SO_2} – теплоемкость кислоты при температуре θ_n (принимается по данным для воды).

Повышение температуры в верхней зоне абсорбера за счет реакции получения бисульфитных растворов составит

$$\Delta\theta_B = \frac{\Delta R_d + M_{SO_2} t_{гр}}{C_p} (\bar{X}_{cp} - \bar{X}_B), \quad (1.68)$$

где $\Delta R_d = \Delta H_B / (n \cdot M_{SO_2})$ – тепловой эффект реакции образования бисульфитного раствора, $\text{кДж}/\text{кг } SO_2$; ΔH_B – то же для заданного вида абсорбента, $\text{кДж}/\text{моль } SO_2$ (см. табл. I.1); n – число молей SO_2 , участвующих в реакции, протекающей в верхней зоне аппарата; C_{SO_2} – теплоемкость абсорбтива при

температуре газа на границе раздела зон $t_{гр}$; C_p – теплоемкость кислоты при температуре $\theta_{гр} = \theta_n - \Delta\theta_n$.

На данном этапе расчета определение значения $t_{гр}$ представляет большие сложности, но, учитывая, что значение $\Delta\theta_n$ около 1°C , можно принять $t_{гр} = t_n$. Тогда значения M_{SO_2} и C_p в (1.67) и (1.68) будут также одинаковы.

Повышение температуры абсорбента $\Delta\theta_{\text{конц}}$ за счет снижения температуры газа при движении его вверх по аппарату, сопровождающееся конденсацией водяного пара, протекает в основном в верхней зоне. Численное значение $\Delta\theta_{\text{конц}}$ зависит от вида основания в кислоте, его процентного содержания и конечной концентрации кислоты. Оно может быть принято без расчета от $0,7^\circ\text{C}$ до $1,5^\circ\text{C}$. Максимальное значение $\Delta\theta_{\text{конц}}$ соответствует кислоте на кальциевом основании и уменьшается при применении магнезиевого, аммониевого и натриевого оснований.

Тогда значение температуры абсорбента на входе в абсорбер составит

$$\theta_b = \theta_n - (\Delta\theta_n + \Delta\theta_v + \Delta\theta_{\text{конц}}), \quad (1.69)$$

где θ_n – температура кислоты на выходе из абсорбента (см. задание на проектирование).

Температуру газа t_b на выходе из аппарата принимают на $(3-5)^\circ\text{C}$ больше температуры θ_b поступающего в аппарат абсорбента.

Таким образом, средняя температура газа в абсорбере $t_g = (t_n - t_b) / \ln(t_n / t_b)$, а средняя температура абсорбента $\theta_{ж} = (\theta_n - \theta_b) / \ln(\theta_n / \theta_b)$. Среднее давление в аппарате $P_{ср} = (P_n + P_b) / 2$.

Для расчета средней плотности газового потока необходимо найти средний состав газовой смеси по высоте аппарата.

Так как инертный массоноситель в газовом потоке состоит из азота и кислорода, находим их массовые доли в массоносителе

$$\begin{aligned} \bar{y}'_{\text{O}_2} &= \bar{y}_{\text{O}_2, \text{H}} / (\bar{y}_{\text{O}_2, \text{H}} + \bar{y}_{\text{N}_2, \text{H}}), \text{ а} \\ \bar{y}'_{\text{N}_2} &= \bar{y}_{\text{N}_2, \text{H}} / (\bar{y}_{\text{O}_2, \text{H}} + \bar{y}_{\text{N}_2, \text{H}}), \end{aligned} \quad (1.70)$$

где $y_{\text{O}_2, \text{H}}$ и $y_{\text{N}_2, \text{H}}$ – массовые доли кислорода и азота в газовом потоке на входе в абсорбер, численно равные их значениям на выходе из насадочного скруббера. [10, (56)]. При этом $\bar{y}'_{\text{O}_2} + \bar{y}'_{\text{N}_2} = 1$.

Плотность инертного массоносителя $\rho_{\text{о,иг}}$ при нормальных условиях находят из уравнения

$$\frac{1}{\rho_{\text{о,иг}}} = \frac{\bar{y}'_{\text{O}_2}}{\rho_{\text{O}_2}} + \frac{\bar{y}'_{\text{N}_2}}{\rho_{\text{N}_2}}, \quad (1.71)$$

где ρ_{O_2} и ρ_{N_2} – плотности кислорода и азота при нормальных условиях.

Тогда влагосодержание газовой смеси x_b на выходе газа из аппарата (при $\phi=1$) составит

$$x_B = \frac{0,804}{\rho_{a,иг}} \cdot \frac{P'_{нас}}{P_B - P_{нас}}, \quad (1.72)$$

где $P_{нас}$ - давление насыщенного водяного пара при температуре t_B ; P_B – абсолютное давление вверху абсорбера.

Массовая доля водяного пара в газе на выходе из абсорбера:

$$\bar{y}_{H_2O,B} = x_B / (I + x_B), \quad (1.73)$$

а массовая доля сернистого ангидрида составит

$$\bar{y}_{SO_2,B} = \frac{\bar{y}_B}{I + \bar{y}_B} (I - \bar{y}_{H_2O,B}). \quad (1.74)$$

Средние по высоте аппарата массовые доли компонентов газовой фазы равны

$$\bar{y}_{SO_2,ср} = \frac{\bar{y}_H + \bar{y}_{SO_2B}}{2},$$

$$\bar{y}_{H_2O,ср} = \frac{\bar{y}_{ВП} + \bar{y}_{H_2O,B}}{2}$$

$$\bar{y}_{иг,ср} = I - \bar{y}_{SO_2,ср} - \bar{y}_{H_2O,ср}.$$

Тогда плотность газовой смеси при нормальных условиях $\rho_{0,см}$ для средних концентраций определяется из уравнения

$$\frac{I}{\rho_{0,см}} = \frac{\bar{y}_{SO_2,ср}}{\rho_{SO_2}} + \frac{\bar{y}_{H_2O,ср}}{\rho_{H_2O}} + \frac{\bar{y}_{иг,ср}}{\rho_{0,иг}}, \quad (1.75)$$

где ρ_{SO_2} и ρ_{H_2O} - плотности SO_2 и водяного пара при нормальных условиях.

Расчетная плотность газовой смеси ρ_r при средней температуре газа t_r и среднем давлении в аппарате $P_{ср}$ для среднего ее состава определяется по формуле

$$\rho_r = \rho_{0,см} \cdot \frac{T_0 P_{ср}}{P_0 (T_0 + t_{ср})} \quad (1.76)$$

где $T_0 = 273^\circ K$, а $P_0 = 101,3$ кПа – температура и давление газа при нормальных условиях.

При известном массовом расходе инертного массоносителя $G(см.)$ (1.63) и его массовой доле $y_{иг,ср}$ усредненное значение массового расхода по газовой фазе

$$G_r = G / \bar{y}_{иг,ср}. \quad (1.77)$$

Тогда расчетный объемный расход газа V_r при усредненных условиях в колонне составит

$$V_r = G_r / \rho_r. \quad (1.78)$$

Массовый расход газа на выходе его из абсорбера определяют по формуле

$$G_B = G / (1 - y_{H_2O,B} - y_{SO_2,B}), \quad (1.79)$$

что меньше усредненного значения массового расхода по газу в аппарате на величину

$$\Delta M = G_r - G_B \quad (1.80)$$

Так как конденсат водяного пара и SO_2 , из которых складывается значение ΔM , из газа переходят в абсорбент, то расчетный массовый расход по жидкости в абсорбере составит

$$L_{\text{ж}} = L + \Delta M, \quad (1.81)$$

где L – расход абсорбента на входе в аппарат.

Для расчета фиктивной рабочей скорости газа W в абсорбере, значение которой необходимо для определения диаметра аппарата по формуле (1.66), сначала рассчитывают фиктивную скорость газа W в точке инверсии из уравнения (при $\rho_{\text{ж}} \gg \rho_{\text{г}}$)

$$\lg \left[\frac{w_{\text{н}}^2 \sigma \rho_{\text{г}}}{g V_{\text{св}}^3 \rho_{\text{ж}}} \cdot \left(\frac{\mu_{\text{ж}}}{\mu_{\text{в}}} \right)^{0,16} \right] = 0,022 - 1,75 \left(\frac{L_{\text{ж}}}{G_{\text{г}}} \right)^{0,25} \cdot \left(\frac{\rho_{\text{г}}}{\rho_{\text{ж}}} \right)^{0,125}, \quad (1.82)$$

где δ – удельная поверхность насадки; $V_{\text{св}}$ – свободный объем насадки; g – ускорение свободного падения; $\rho_{\text{г}}$ – расчетная плотность газовой смеси; $\rho_{\text{ж}}$ – плотность жидкой фазы; $\mu_{\text{ж}}$ – вязкость жидкой фазы; $\mu_{\text{в}}$ – вязкость воды при температуре $20,2^\circ\text{C}$; 0,022 – коэффициент для абсорбера из колец или спиралей; $L_{\text{ж}}$ – расчетный массовый расход жидкости в абсорбере; $G_{\text{г}}$ – усредненное значение массового расхода по газовой фазе.

Плотность сырой варочной кислоты незначительно отличается от плотности воды и находится в пределах $(1030-1040) \text{ кг/м}^3$. Поэтому усредненное значение плотности жидкой фазы $\rho_{\text{ж}}$ в абсорбере можно принять равным $(1025-1030) \text{ кг/м}^3$, а ее вязкость $\mu_{\text{ж}}$ определить по данным для воды при средней температуре жидкости в аппарате $\theta_{\text{ж}}$.

Значения δ и $V_{\text{св}}$ для заданного типа насадки определяют по учебному пособию [8, табл. ХУП] или [12, табл. 5.1, с. 196].

Принимая турбулентный режим работы, значение рабочей скорости газа (фиктивной) в абсорбере определяют в долях от скорости в точке инверсии

$$W_p = (0,85 + 0,95) W_{\text{ин}}. \quad (1.83)$$

Вычислив диаметр абсорбера по уравнению (1.66), его значение округляют до ближайшей стандартной величины D_0 и уточняют значение рабочей скорости газа

$$W = W_p (D/D_c)^2 \quad (1.84)$$

Вновь найденное значение W должно удовлетворять условию уравнения (1.83).

В заключении данного раздела необходимо убедиться в эффективности работы аппарата, рассчитав плотность орошения U по формуле

$$U = L / (\rho_{\text{ж}} S), \quad (1.85)$$

где $S = \frac{D_c^2 \pi}{4}$ – площадь поперечного сечения абсорбера.

В зависимости от плотности орошения и способа организации подачи жидкости на насадку поверхность насадки может смачиваться жидкостью

полностью или частично оставаться сухой. Во втором случае поверхность контакта между газом и жидкостью будет меньше поверхности насадки, что приведет к неэффективной работе аппарата, т.е. не будет выполнена заданная степень поглощения абсорбтива из газового потока. Существует некоторая минимальная плотность орошения $U_{\min}$, выше которой всю поверхность насадки можно считать смоченной.

Для насадки из колец или спиралей значение этой величины определяется по формуле

$$U_{\min} = \gamma \delta, \quad (1.86)$$

где γ – коэффициент, зависящий от характера поглощаемого компонента, для большинства компонентов $\gamma = 0,1 + 0,2 (7)$.

Плотность орошения U в проектируемом абсорбере должна поглощать $U_{\min}$. Если это условие не выполняется, то необходимо менять тип или размеры насадки.

1.5.3. Определение высоты абсорбера

В инженерной практике для расчета высоты слоя насадки применяют несколько методов: через поверхность массопередачи, которую рассчитывают по основному уравнению массопередачи; через число и высоту единиц переноса; с помощью высоты, эквивалентной теоретической ступени изменения концентрации, и через число теоретических ступеней изменения концентрации.

Первый метод применяют преимущественно в тех случаях, когда линия равновесия близка к прямой и при наличии уравнений для вычисления коэффициентов массоотдачи. В нашем случае для верхней зоны аппарата линия равновесия – прямая, совпадающая с направлением оси $\bar{X}$, а для нижней зоны – приближается к прямой линии. Следовательно, первый метод расчета допустим, если проводить отдельно расчет насадки для верхней и нижней зон.

Для выполнения расчета необходимо определить относительные массовые концентрации S_{O_2} в газовой $\bar{Y}_{гр}$ и жидкой $\bar{X}_{гр}$ фазах на границе раздела зон. Значение $\bar{X}_{гр} = C / (100 - C)$, где определено по уравнению (1.60). Значение $\bar{Y}_{гр}$ находят из уравнения материального баланса по абсорбтиву для нижней зоны колонны:

$$M_n = G(\bar{Y}_n - \bar{Y}_{гр}) = L(\bar{X}_n - \bar{X}_{гр}), \quad (1.87)$$

где M_n – массовый расход абсорбтива, переходящего из газовой фазы в жидкость в нижней зоне колонны.

Решая уравнение (1.87) в отношении M_n , находим

$$\bar{Y}_{гр} = \bar{Y}_n - \ell (\bar{X}_n - \bar{X}_{гр}), \quad (1.88)$$

где $\ell = L/G$ – удельный расход абсорбента.

Определив по уравнению (1.87) M_n рассчитывают массовый расход абсорбтива, поглощаемого в верхней части аппарата:

$$M_b = M - M_n, \quad (1.89)$$

где M - массовый расход абсорбтива, поглощаемого абсорбентом по всей высоте колонны, рассчитанный по уравнению (1.62).

Значения M_H и M_B в дальнейшем используют в уравнениях массопередачи при расчете поверхности массопередачи для верхней и нижней зон.

Высоту слоя полностью смоченной жидкостью насадки $H_{нас,i}$ отдельно для верхней и нижней зон определяют по уравнению

$$H_{нас,i} = \frac{F_i i}{S \delta}, \quad (1.90)$$

где F_i - поверхность контакта фаз в абсорбере, m^2 ; S - площадь поперечного сечения абсорбера, m^2 ; δ - удельная поверхность сухой насадки m^2/m^3 ; индекс i здесь и далее относится либо к верхней ($i=B$), либо к нижней ($i=H$) зонам аппарата.

Значение F_i вычисляется из основного уравнения массопередачи:

$$F_i = \frac{M_i i}{K_{r,i} \cdot \Delta \bar{Y} \bar{Y}_{cp,i} i}. \quad (1.91)$$

где $K_{r,i}$ - коэффициенты массопередачи по газовой фазе для верхней и нижней зон, $кг/(м^2 \cdot с)$, $\Delta \bar{Y}_{cp,i}$ - средняя движущая сила процесса в верхней и нижней зонах, $кг SO_2 / кг$ инертного газа.

Значение $K_{r,i}$ определяют по уравнению

$$K_{r,i} = \frac{1}{\frac{1}{\beta_{r,i}} + \frac{m}{\beta_{ж}}}, \quad (1.92)$$

где $\beta_{r,i}$ и $\beta_{ж}$ - коэффициенты массоотдачи для газовой и жидкой фаз, $кг/(м^2 \cdot с)$; m - коэффициент распределения, численно равный углу наклона линии равновесия к оси $\bar{X}$.

В литературе приводится ряд критериальных уравнений, полученных на основе экспериментальных данных и позволяющих рассчитать коэффициенты массоотдачи для газовой или жидкой фаз, в зависимости от способа укладки насадки и режима работы аппарата. Для выбранного ранее турбулентного режима работы абсорбера для неупорядоченной насадки (кольца в аппарат загружаются навалом) диффузионный критерий Нуссельта для газовой фазы рассчитывают по уравнению

$$Nu'_r = 0,407 Re_r^{0,655} (Pr'_r)^{0,33}, \quad (1.93)$$

а для регулярных насадок (кольца в укладку)

$$Nu'_r = 0,167 Re_r^{0,74} (Pr'_r)^{0,33} \cdot (d_3/h)^{0,47} \quad (1.94)$$

В уравнениях (1.93) и (1.94):

$Nu'_r = \frac{\beta_r d_3}{D_r}$ - диффузионный критерий Нуссельта;

$Re_r = \frac{4 W_r \rho_r}{\delta \mu_r}$ - критерий Рейнольдса для газа;

$Pr'_r = \frac{\mu_r}{\rho_r D_r}$ - диффузионный критерий Прандтля для газа;

h - высота насадочного тела (высота кольца); $d_3 = (4V_{\text{св}}/\delta)$ эквивалентный диаметр насадки; D_r - коэффициент молекулярной диффузии абсорбтива в газовой фазе, $\text{м}^2/\text{с}$; W - рабочая скорость газа (фиктивная), рассчитанная по уравнению (1.83); ρ_r - плотность газовой фазы; μ_r - коэффициент динамической вязкости газовой фазы; δ - удельная поверхность насадки; $V_{\text{св}}$ - свободный объем насадки.

Все физические параметры газовой смеси (ρ_r , μ_r , D_r) для верхней и нижней зон рассчитывают при средних состава, давлении и температуре в соответствующих зонах.

Исходными данными для расчета средних параметров в нижней зоне являются данные на входе газовой смеси в абсорбер и на границе раздела зон. Если давление внизу абсорбера было принято равным P_n , то среднее давление по высоте нижней зоны можно принять $P_{\text{ср,н}} = 0,99 P_n$ (на данном этапе расчета вычислить точное значение этой величины не представляется возможным). Из практических расчетов также известно, что температуры жидкости и газовой смеси в процессе физической абсорбции SO_2 водным раствором, которая протекает в нижней зоне абсорбера, практически не изменяются, т.е. средняя по высоте нижней зоны температура газа $t_{\text{ср,н}}$ равна температуре газа на входе в аппарат t_n , а, следовательно, в нижней зоне не изменяется и содержание водяного пара в газовой смеси $\bar{Y}_{\text{H}_2\text{O,ср,н}} = \bar{Y}_{\text{H}_2\text{O,н}} = \bar{Y}_{\text{вп}}$. При известном значении $\bar{Y}_{\text{гр}}$ (см. (1.88)). Среднее значение относительной концентрации абсорбтива в нижней зоне составит $\bar{Y}_{\text{ср,н}} = (\bar{Y}_{\text{гр}} + \bar{Y}_{\text{н}})/2$, а среднее значение массовой доли сернистого ангидрида в нижней зоне равно

$$Y_{\text{SO}_2, \text{ср,н}} = \frac{\bar{Y} \bar{Y}_{\text{ср,н}}}{1 + \bar{Y}_{\text{ср,н}}} \cdot (1 - \bar{Y}_{\text{H}_2\text{O,ср,н}}). \quad (1.95)$$

Тогда средняя массовая доля инертного газа в нижней зоне ставит

$$\bar{Y}_{\text{нг, ср, н}} = 1 - \bar{Y}_{\text{SO}_2, \text{ср,н}} - \bar{Y}_{\text{H}_2\text{O,ср,н}} \quad (1.96)$$

Плотность газовой смеси при нормальных условиях $\rho_{\text{о,см,н}}$ при средних концентрациях компонентов в нижней зоне определяется по уравнению (1.75), а расчетная плотность газовой смеси $\rho_{\text{г,н}}$, необходимая для вычисления критериев в уравнениях (1.93) и (1.94), равна

$$\rho_{\text{г,н}} = \rho_{\text{о,см,н}} \cdot \frac{T_0 P_{\text{ср,н}}}{P_0 (T_0 + t_{\text{н}})}. \quad (1.97)$$

Так как в состав инертного газа (массоносителя) входят только кислород и азот, то массовая доля азота при среднем составе газа для нижней зоны составит

$$\bar{Y}_{\text{N}_2, \text{ср, н}} = \bar{Y}_{\text{иг,ср,н}} (1 - \bar{Y}_{\text{O}_2}), \quad (1.98)$$

где, $\bar{Y}_{\text{O}_2}$ - рассчитано по уравнению (1.70), а массовая доля кислорода

$$\bar{Y}_{\text{O}_2, \text{ср,н}} = \bar{Y}_{\text{иг,ср,н}} - \bar{Y}_{\text{N}_2, \text{ср, н}}.$$

Для расчета вязкости газа при средней температуре и для среднего состава газа в нижней зоне необходимо от массовых долей компонентов газовой смеси перейти к ее объемным долям

$$y_{ср,н} = (\bar{Y}_{i,ср,н} \cdot \rho_{0,ср,н}) / \rho_{0,i}, \quad (1.99)$$

где $\rho_{0,i}$ – плотность компонентов смеси (SO_2 , водяной пар, азот, кислород) при нормальных условиях.

Рассчитав объемные доли компонентов газовой смеси для нижней зоны, по формулам (1.69) и (1.70), вычисляют коэффициент динамической вязкости газовой смеси $\mu_{г,н}$ при средних ее параметрах в нижней зоне абсорбера, который используют для расчета критериев в формулах (1.93) или (1.94).

Численное значение коэффициента молекулярной диффузии абсорбтива в газовой фазе также при средних параметрах в нижней зоне определяют по формуле

$$D_{г,н} = D_0 \left(\frac{T_0 + t_{г,н}}{T_0} \right)^{1,5} \left(\frac{P_0}{P_{ср,н}} \right), \quad (1.100)$$

где D_0 – коэффициент молекулярной диффузии абсорбтива в фазе при нормальных условиях ($T_0 = 273K$ и $\rho_0 = 760$ мм рт.ст.). m^2/c , определяемый по справочным данным [8, XLII].

Значение $D_{г,н}$ можно также вычислить по формуле

$$D_{г,н} = \frac{4,22 \cdot 10^{-2} (T_0 + t_{г,н})^2}{P_{ср,н} (V_1^{1/3} + V_2^{1/3})^2} \sqrt{\frac{1}{M_1} + \frac{1}{M_2}}, \quad (1.101)$$

где V_1 и V_2 – мольные доли SO_2 и воздуха, $cm^3 / моль$, значения которых приведены в табл. 6.3 [8]; M_1 и M_2 – мольные массы SO_2 и воздуха [8, табл.5].

Исходными данными для расчета средних параметров в верхней зоне абсорбера, в которой протекает хемосорбция, являются данные на выходе газовой смеси из аппарата и на границе раздела зон. Так, в соответствии с ранее принятыми давлениями среднее давление в верхней зоне аппарата можно принять равным $P_{ср,в} = (P_v + 0,98 P_n) / 2$, а средняя температура газовой смеси $t_{ср,в} = (t_n - t_v) / \ln(t_n / t_v)$. Среднее значение относительной концентрации абсорбтива равно $\bar{Y}_{ср,в} = (\bar{Y}_v + \bar{Y}_{гр}) / 2$, а среднюю массовую долю водяного пара в газе $\bar{Y}_{H_2O,ср,в}$ определяют в соответствии с уравнениями (1.72) и (1.73) при температуре $t_{ср,в}$. Дальнейший расчет верхней зоны проводят по уравнениям (1.95–1.100) и пояснениям к ним, заменяя индекс „н” на индекс „в” и определяя последовательно средние значения параметров $\rho_{г,в}$; $\mu_{г,в}$; $D_{г,в}$.

Рассчитав значения критериев Re_r и Pr_r для верхней и нижней зон в зависимости от способа укладки насадки в аппарате, выбирают одну из формул (1.93) или (1.94) для расчета критерия Nu'_r , рассчитывают его для нижней и верхней зон и вычисляют коэффициенты массоотдачи $\beta_{г,i}$ для дальнейших соответствующих зон:

$$\beta_{г,i} = \frac{Nu'_r \cdot D_{ri}}{d_3}. \quad (1.102)$$

Полученные значения $\beta_{r,i}$ с размерностью м/с для дальнейших расчетов необходимо перевести в размерность кг/(м² · с) по формуле

$$\beta_{r,i} = \beta_{r,i} \cdot \rho_{r,i} . \quad (1.103)$$

Расчет коэффициента массоотдачи для жидкой фазы проводят только для низшей зоны, так как для верхней зоны аппарата линия равновесия совпадает с осью $\bar{X}$, т.е. коэффициент распределения $m=0$ и в соответствии с формулой (1.92) значение коэффициента массопередачи $K_{r,v}$ определяется только значением коэффициента массоотдачи $\beta_{r,v}$ в газовой фазе.

Независимо от способа укладки колец в насадке для расчета коэффициента массоотдачи $\beta_{ж}$ для жидкой фазы в нижней зоне аппарата можно применить следующее критериальное уравнение

$$Nu'_{ж} = 0,0021 \cdot Re_{ж}^{0,77} \cdot (Pr'_{ж})^{0,5} , \quad (1.104)$$

где $Nu'_{ж} = \frac{\beta_{ж} \delta_{пр}}{D_{ж}}$ - диффузионный критерий Нуссельта для жидкой фазы;

$Re_{ж}^{0,77} = \frac{4u\rho_{ж}}{\delta\mu_{ж}}$ - модифицированный критерий Рейнольдса для стекающей по насадке пленки жидкости;

$Pr'_{ж} = \frac{\mu_{ж}}{\rho_{ж} D_{ж}}$ - диффузионный критерий Прандтля для жидкости;

$\delta_{пр} = \left(\frac{\mu_{ж}^2}{\rho_{ж}^2 \cdot g} \right)^{1/3}$ - приведенная толщина стекающей пленки жидкости;

$D_{ж}$ - коэффициент молекулярной диффузии абсорбтива в жидкой фазе, м²/с; u - плотность орошения, рассчитанная по формуле (1.85); $\rho_{ж}$ и $\mu_{ж}$ - плотность и вязкость жидкой фазы; δ - удельная поверхность насадки.

Поскольку ранее было принято, что температуры газа и жидкости при физической абсорбции в нижней зоне практически не изменяются, то все физические параметры определяют при температуре кислоты на выходе из абсорбера θ_n . Плотность сырой варочной кислоты $\rho_{ж}$ принимают в пределах (1030 ÷ 1040) кг/м³, а ее вязкость находят по данным для воды.

Значение $D_{ж}$ (м²/с) в водных растворах при отсутствии справочных данных может быть определено по формуле

$$D_{ж} = 11,9 \cdot 10^{-12} \frac{T\sqrt{M}}{\mu_{ж} V^{0,6}} , \quad (1.105)$$

где M - молярная масса абсорбтива, кг/кмоль; $\mu_{ж}$ - динамический коэффициент вязкости жидкости, мПас; V - молярный объем абсорбтива, см³/моль [8, табл. 6.3]; $T = T_0 + \theta_n$ - температура жидкости, К.

Определив значения $\rho_{ж}$, $\mu_{ж}$ и $D_{ж}$ для жидкой фазы в нижней зоне абсорбера, рассчитывают $\delta_{пр}$, $Re_{ж}$ и $Pr'_{ж}$ и по формуле (1.104) вычисляют критерий $Nu'_{ж}$ и коэффициент массоотдачи $\beta_{ж}$.

Полученное значение $\beta_{ж}$, имеющее размерность м/с, переводят в принятую для дальнейших расчетов размерность, кг/(м²·с):

$$\beta_{ж} = \beta_{ж} \cdot \rho_{ж}$$

Для расчета коэффициента массопередачи в нижней зоне аппарата необходимо определить коэффициент распределения:

$$M = \frac{\bar{Y}_n^* - \bar{Y}_{гр}^*}{\bar{x}_n - \bar{x}_{гр}}, \quad (1.106)$$

где $\bar{Y}_n^*$ - равновесная концентрация SO₂ газовой фазе по отношению к концентрации SO₂ в сырой варочной кислоте $\bar{x}_n$; $\bar{Y}_{гр}^*$ - равновесная концентрация газовой фазы на границе раздела зон по отношению к концентрации SO₂ в жидкой фазе на границе раздела зон $\bar{x}_{гр}$.

Значение $\bar{x}_{гр} = C / (100 - C)$, где C определено по уравнению (1.60), а отвечающая ей равновесная концентрация в газовой фазе $\bar{Y}_n^* = 0$, Значение $\bar{x}_n$; определено по уравнению (1.61).

Для расчета значения $\bar{Y}_n^*$ определяют массовую долю свободного SO₂ в жидкой фазе на выходе из абсорбера $\bar{x}_a = \bar{x}_a / (1 + \bar{x}_a)$ и в соответствии с уравнением (2) рассчитывают равновесную объемную долю SO₂ в газовой фазе:

$$\bar{x}_n^* = \frac{\bar{x}_a \cdot 1,0363 Q_H}{2,25 \cdot 10^{-6} \cdot P_H \cdot 0,89^c}, \quad (1.107)$$

которую переводят в равновесную массовую долю:

$$\bar{Y}_n^* = (y_n^* \cdot \rho_{O,SO_2}) / \rho_{O, см,н},$$

где ρ_{O,SO_2} - плотность SO₂ при нормальных условиях; $\rho_{O, см,н}$ - плотность газовой смеси при нормальных условиях в низу абсорбера, рассчитанная ранее.

Тогда значение $\bar{Y}_n^*$ равно

$$\bar{Y}_n^* = \frac{\bar{Y}_n^*}{1 - \bar{Y}_n^* - \bar{Y}_{вп}} \quad (1.108)$$

Рассчитав по формуле (1.106) значение m для нижней зоны, вычисляют значение коэффициента массопередачи $K_{гн}$ для этой зоны по формуле (1.92) при соответствующих значениях $\beta_{г,н}$ и $\beta_{г,в}$. Значение коэффициента массопередачи $K_{г,в}$, как отмечалось выше, численно равно значению $\beta_{г,в}$, т.к. сопротивление в процессе массопередачи при хемосорбции определяется только сопротивлением массоотдачи в газовой фазе.

Расчет средней движущей силы по зонам $\Delta \bar{Y}_{cp,i}$ входящей в уравнение (1.91), проводят, исходя из условия, что линия равновесия как в нижней, так и в верхней зонах абсорбера является прямой линией. Тогда для верхней зоны имеет

$$\Delta \bar{Y}_{cp,a} = \frac{(\bar{Y}_{гр} - \bar{Y}_{гр}^*) - (\bar{Y}_B - \bar{Y}_B^*)}{\ln \frac{\bar{Y}_{гр} - \bar{Y}_{гр}^*}{\bar{Y}_B - \bar{Y}_B^*}}. \quad (1.109)$$

Так как $\bar{Y}_{гр}^* = 0$ и $\bar{Y}_B^* = 0$ (при $\bar{X}_B = 0$), то уравнение (1.109) принимает вид

$$\Delta \bar{Y}_{cp,в} = \frac{\bar{Y}_{гр} - \bar{Y}_B}{\ln(\bar{Y}_{гр}/\bar{Y}_B)}. \quad (1.110)$$

Уравнение для расчета средней движущей силы в нижней зоне абсорбера после аналогичных упрощений принимает вид

$$\Delta \bar{Y}_{cp,в} = \frac{(\bar{Y}_H - \bar{Y}_H^*) - \bar{Y}_{гр}}{\ln[(\bar{Y}_H - \bar{Y}_H^*)\bar{Y}_{гр}]}, \quad (1.111)$$

если $(\bar{Y}_H - \bar{Y}_H^*) > \bar{Y}_{гр}$ или

$$\Delta \bar{Y}_{cp,н} = \frac{\bar{Y}_{гр} - (\bar{Y}_H - \bar{Y}_H^*)}{\ln[\bar{Y}_{гр}/(\bar{Y}_H - \bar{Y}_H^*)]}, \quad (1.112)$$

если $\bar{Y}_{гр} > (\bar{Y}_H - \bar{Y}_H^*)$.

В дальнейшем, найдя по уравнению (1.91) значения поверхности контакта фаз для верхней F_B и нижней F_H зон, вычисляют высоту слоя насадки соответствующих зон по уравнению (1.90).

Общая высота абсорбера равна

$$H = H_{нас} + H_p + H_H + H_B, \quad (1.113)$$

где $H_{нас} = H_{нас} + H_{нас,в}$ - рассчитанная высота насадки; $H_p = (n-1) \cdot 0,4$ - суммарная высота разрывов между насадками по высоте аппарата для установки перераспределительных тарелок; $n = H_{нас}/2D_c$ число секций насадки, каждая из которых располагается на своей опорной решетке. Значение n округляют до целого числа; D_c диаметр стандартизированного аппарата; $H_H = (1 \div 1,5)D_c$ - расстояние между днищем аппарата и насадкой, которое необходимо для равномерного распределения газа по поперечному сечению аппарата; H_B - расстояние от верха насадки до крышки абсорбера, которое зависит от размеров распределительного устройства для орошения насадки и высоты сепарационного пространства. H_B принимают равным (2 - 2,5) м.

Высота насадки в одной секции равна $H_c = H_{нас}/n$, при этом $H_{нас} \leq 3 D_c$.

1.5.4. Гидравлическое сопротивление колонны с насадкой

Ввиду многообразия, сложности и недостаточной точности, приводимых в литературе уравнений для вычисления сопротивления орошаемых насадок (1.62, 1.64 и 1.65), часто применяют более простое уравнение (1.65).

$$\Delta P_{абс} = \Delta P_{сух} \cdot 10^{Bu}, \quad (1.114)$$

где $\Delta P_{\text{сух}}$ – сопротивление слоя сухой (неорошаемой) насадки; μ – плотность орошения см. (1.85); β – коэффициент, зависящий от типа насадки и способа ее укладки. Значения коэффициента β приведены в табл. 1.2. Значения коэффициента β в формуле (1.114)

Таблица 1.2

Насадка	Кольца Рашига в укладку диаметром, мм			Кольца Рашига в навал диаметром, мм	
	50	80	100	25	50
1	50	80	100	25	50
2	173	144	119	184	169

Примечание. Для других диаметров колец Рашига значение β определяют линейной интерполяцией.

Сопротивление слоя сухой насадки рассчитывают по уравнению

$$\Delta P_{\text{сух}} = \lambda \frac{H_{\text{нас}} \sigma \cdot w^2 \cdot \rho_r}{8 \cdot V_{\text{св}}^3}, \quad (1.115)$$

где λ – коэффициент сопротивления при прохождении газа через слой насадки; σ – удельная поверхность насадки; w – фиктивная рабочая скорость газа в аппарате; ρ – расчетная плотность газовой смеси.

Значения λ для насадки из колец Рашига, загруженных навалом, определяют по эмпирическим формулам в зависимости от критерия:

$$\text{Re}_r = \frac{4w\rho_r}{\delta\mu_r}, \quad (1.116)$$

где μ_r – вязкость газовой смеси, среднее значение которой находим как среднеарифметическое из значений вязкости для верхней и нижней зон:

$$\mu_r = (\mu_{r,v} + \mu_{r,n})/2$$

$$\text{При } \text{Re} < 40: \quad \lambda = 140/\text{Re}$$

$$\text{При } \text{Re} > 40: \lambda = 16/\text{Re}$$

Для насадки колец Рашига, загруженных в укладку [13]

$$\lambda = \frac{A}{\text{Re}_r^{0,375}},$$

где $A = 3,12 + 17 \cdot \frac{d_{\text{экв}}}{h} \cdot \left(\frac{d_v}{d_n}\right)^{1,37}$; $d_{\text{экв}}$ – эквивалентный диаметр насадки; h – высота насадочного тела (см. 3.7); d_v – внутренний диаметр кольца; d_n – наружный диаметр кольца (см. [8, табл. ХУП]).

В заключении этого раздела следует уточнить величину давления внизу абсорбера, которая была принята в начале расчета: $P_n = P_v + \Delta P_{\text{абс}}$.

1.5.5. Расчет и подбор вентилятора (газодувки)

При работе вентилятор (газодувка) преодолевает гидравлическое сопротивление полого $\Delta P_{\text{пол.скр}}$ и насадочного $\Delta P_{\text{нас.скр}}$ скрубберов для охлаждения газов, абсорбера $\Delta P_{\text{абс}}$ и подводящих газопроводов. Поэтому сопротивление сети, которое определяет общее давление, развиваемое вентилятором равно:

$$\Delta P_c = 1,05 (\Delta P_{\text{пол.скр}} + \Delta P_{\text{нас.скр}} + \Delta P_{\text{абс}}), \quad (1.117)$$

Значение $\Delta P_{\text{пол.скр}}$ можно принять равным $(200 \div 300)$ Па; значение $\Delta P_{\text{пол.скр}} + \Delta p_1 \cdot H_{\text{нас.скр}}$, где Δp_1 – гидравлическое сопротивление 1м насадки в насадочном скруббере можно принять порядка 300 Па; $H_{\text{нас.скр}}$ – высота насадки в скруббере охлаждения газа; 1,05 – условный коэффициент, учитывающий потери давления в проводящих газопроводах.

Выбор вентилятора (газодувки) проводят по учебному пособию [12, Приложение 1.1, с.42], используя значения $\Delta P_c = H_c \cdot \rho \cdot g$ и объемный расход газа из насадочного скруббера $V_{\text{рв}}$ [10].

Потребляемая вентилятором (газодувкой) мощность равна

$$N = \frac{V_{\text{рв}} \Delta P_c}{1000 \zeta}, \text{ кВт}, \quad (1.118)$$

где ζ – общий КПД вентилятора (газодувки). При отсутствии значения ζ в таблицах можно принять для вентилятора $\zeta = 0.7$, для газодувки 0.6.

1.6. Расчёт тарельчатого абсорбера

Выбор конструкции тарелок из большого их многообразия для барботажного абсорбера определяется как общими требованиями (малое гидравлическое сопротивление, большая эффективность и интенсивность работы тарелок, малые капитальные затраты и расход металла, легкость монтажа, осмотра, чистки и ремонта), так и спецификацией производства: большие или малые расходы жидкости и газа, требуемая область устойчивой работы при измерении нагрузки по жидкой и газовой фазам, реагирование на изменение нагрузки, возможность обработки взвесей, отвода тепла, использования в агрессивных средах. Чаще всего специфические требования определяют пригодность той или иной конструкции в каждом конкретном процессе, окончательный выбор которой определяется технико-экономическим расчетом.

При промышленной переработке растительных полимеров наряду с насадочными абсорберами нашли широкое применение барботажные абсорберы с решетчатыми тарелками провального типа. Поэтому ниже приводятся основы расчета такого абсорбера.

1.6.1. Определение расхода абсорбера

Расчет рабочих концентраций абсорбера в газовой фазе и в абсорбенте и расхода абсорбента для тарельчатого абсорбера - по тем же формулам и в той же последовательности, что и насадочного абсорбера.

1.6.2. Определение диаметра абсорбера

При расчете диаметра абсорбера по уравнению (1.66) фиктивную рабочую скорость газа для барботажного абсорбера тарельчатого типа определяют по значению скорости захлебывания w_g , которую рассчитывают из уравнения

$$\lg\left[\frac{w_3^2}{g d_3 \varepsilon^2} \cdot \frac{\rho_r}{\rho_{ж}} \cdot \left(\frac{\mu_{ж}}{\mu_v}\right)^{0.16}\right] = 1 - 1,74 \left(\frac{L_{ж}}{Gr}\right)^{0.25} \left(\frac{\rho_r}{\rho_{ж}}\right)^{0.125}, \quad (1.119)$$

где $d_3 = 2\delta$ эквивалентный диаметр цели; δ – ширина цели провальной тарелки; ε – относительное свободное сечение тарелки; остальные обозначения те же, что в формуле (1.82) и рассчитываются по методике насадочного абсорбера.

Значения δ и ε выбирают по учебному пособию [12, Приложение 5.2, с.224].

Общая последовательность расчета диаметра барботажного абсорбера с ситчатыми тарелками провального типа аналогична расчету диаметра насадочного абсорбера (см. 2.2). Отличие состоит в том, что вместо скорости в точке инверсии фаз рассчитывают скорость захлебывания W_3 из уравнения (1.119). Расчет заканчивают уточнением рабочей скорости (1.84). При этом $W_p = (0.85 / 0.95)W_3$.

1.6.3. Определение высоты абсорбера

Высоту тарельчатой части абсорбера H_T можно определить через число действительных тарелок ng и расстояние между ними h :

$$H_T = (n_g - 1)h. \quad (1.120)$$

Для расчета действительного числа тарелок применим графический метод с построением кинематической линии. С этой целью проводим предварительные расчеты для построения линии равновесия. Как отмечалось при расчете высоты насадочного абсорбера (см. 2.3), для верхней зоны аппарата линия равновесия – прямая, совпадающая с направлением оси $\bar{X}_B$ в пределах от $\bar{X}_B = 0$ до $\bar{X}_{гр} = C/(100 - C)$, где C определено по уравнению (1.60). Для построения линии равновесия нижней зоны аппарата в интервале значений $\bar{X}_{гр} \div \bar{X}_H$ через равные промежутки зададимся дополнительно тремя значениями и проведем для всех $\bar{X}$ следующие расчеты:

- определим массовую долю SO_2 в жидкой фазе

$$\bar{x} = \bar{X} / (1 + \bar{X}), \quad (1.121)$$

- для рассчитанных $\bar{x}$ найдем равновесную объемную долю SO_2 в газовой фазе:

$$y^* = \frac{\bar{x} \cdot 1.0363^{\theta_n}}{2.25 \cdot 10^{-6} \cdot P_{ср,н} \cdot 0.89^C}, \quad (1.122)$$

где $P_{ср,н} = 0.99P_n$ - принятое значение среднего давления в нижней зоне абсорбера; θ_n - температура абсорбента также в нижней зоне аппарата (считаем, что при физической абсорбции температуры газа и жидкости практически не изменяются по высоте зоны);

- пересчитаем значения равновесных объемных долей в равновесные массовые доли в газовой фазе

$$\bar{y}^* = y^* (\rho_{0,SO_2} / \rho_{0,см,н}), \quad (1.123)$$

где ρ_{0,SO_2} - плотность SO_2 при нормальных условиях; $\rho_{0,см,н}$ - плотность газовой смеси при нормальных условиях;

- найдем относительные массовые доли в состоянии равновесия с жидкостью состава $\bar{X}$:

$$\bar{Y}^* = \frac{\bar{y}^*}{1 - \bar{y}^* - \bar{y}_{вп}}, \quad (1.124)$$

где $\bar{y}_{вп}$ - массовая доля водяного пара в газовой фазе для нижней зоны аппарата, численно равная массовой доле водяного пара на выходе из насадочного скруббера [10, с. 55].

Результаты расчетов целесообразно свести в табл. 1.3.

По известным значениям $\bar{x}_в$ и $\bar{Y}_в$, $\bar{x}_н$ и $\bar{Y}_н$ (см. 2.1.) на графике $\bar{Y}, X$ находят положение точек С и D, которые соединяют прямой линией. По данным табл. 1.3, дополнив их значением $\bar{X}_н^*$ при $\bar{Y}_н$, ($\bar{x}_н^* = \bar{x}_а^* + \bar{x}_{гр}$), строят кривую ОАВ. Прямая CD – рабочая линия кривая ОАВ - линия равновесия (рис 1.3).

Таблица 1.3

К расчету равновесных концентраций в нижней зоне абсорбера

Показатели	Концентрации всего SO_2 в кислоте, кг SO_2 / кг абсорбента				
	$\bar{X}_{ср}$	$\bar{X}_1$	$\bar{X}_2$	$\bar{X}_3$	$\bar{X}_н$
$\bar{x}_i \frac{\text{кг } SO_2}{\text{кг кислоты}}$					
$y_i^* \frac{\text{кмоль } SO_2}{\text{кмоль смеси}}$					
$\bar{y}_i^* \frac{\text{кг } SO_2}{\text{кг смеси}}$					
$\bar{Y}_i^* \frac{\text{кг } SO_2}{\text{кг ин. газа}}$					

Для построения на рис.1.3 кинетической кривой определим эффективность тарелки в долях от теоретически возможного состояния равновесия между газом и жидкостью на тарелке. Значение эффективности η рассчитывают по эмпирическим уравнениям:

$$\eta = (0,85 - 2\varepsilon) * (\mu_v/\mu_{ж})^{0,12} \text{ при} \quad (1.125)$$

$$\varepsilon = 0,05 + 0,15$$

$$\text{или } \eta = (0,7125 - 1,083) * (\mu_v/\mu_{ж})^{0,12} \text{ при } \varepsilon > 0,15, \quad (1.126)$$

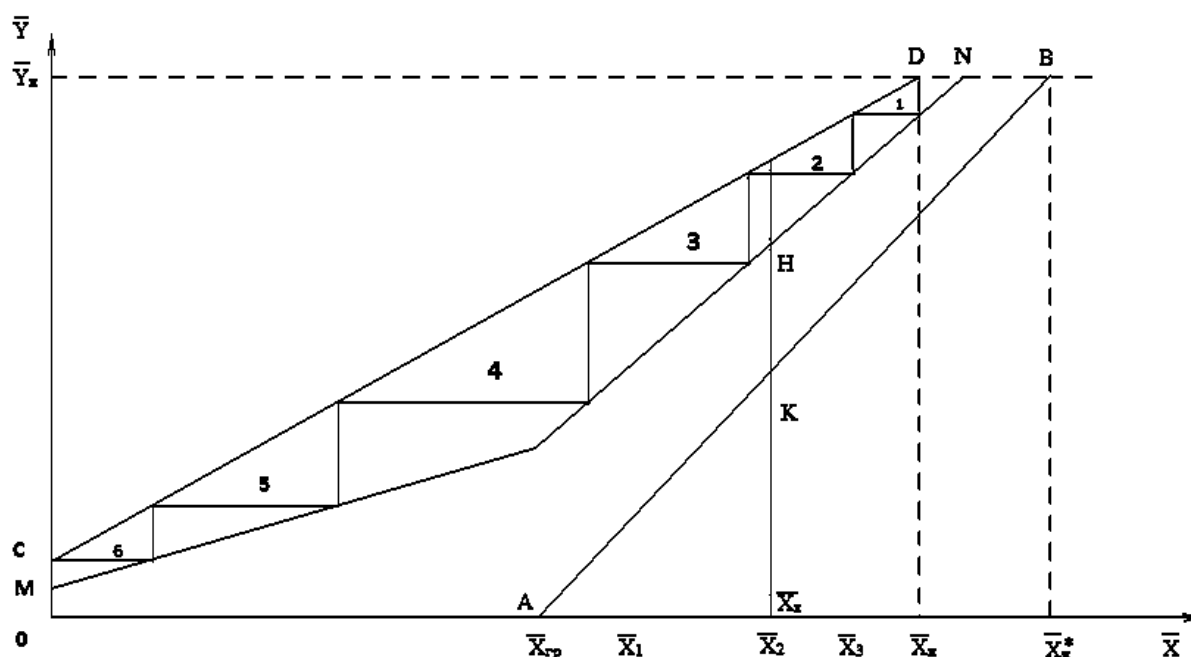


Рис 1.3. Определение числа действительных тарелок

где ε - относительное свободное сечение тарелки, $\text{м}^2/\text{м}^2$; μ_v - вязкость воды при температуре $20,2^\circ\text{C}$; $\mu_{ж}$ - вязкость жидкости при температуре $\theta_{ср} = \theta_{ж}$.

Кинетическая кривая располагается между линиями CD и AOB. Чтобы построить кинетическую кривую вычисляют ряд точек, принадлежащих этой кривой. С этой целью при произвольных значениях $\bar{x}_i$ в интервале от $\bar{x}_i = 0$ до $\bar{x}_i = \bar{x}_n$ вертикальный отрезок между линиями CD и AOB умножают на значение эффективности тарелки η и полученное значение откладывают от рабочей линии вниз. Например, при значении $\bar{x}_k$ имеем вертикальный отрезок FK, умножая его на η , получаем отрезок FH и точку H. Определив на графике положение ряда точек H при соответствующих значениях $\bar{x}_i$, через них проводят кинетическую кривую MN. Далее, начиная от точки D, вписывают между линиями CD и MN ступеньки, как показано на рис.1.3. Число ступе-

нек, включая и неполную, определенное по графику, равно числу действительных тарелок n_g . Согласно рис.1.3 имеем $n_g=6$.

Для расчета высоты тарельчатой части колонны по формуле (65) необходимо предварительно определить расстояние между тарелками h , которое больше или равно сумме высоты слоя пены на тарелке $h_{пн}$ и высоты сепарационного пространства h_c над слоем пены:

$$h \geq h_{пн} + h_c. \quad (1.127)$$

Расчет $h_{пн}$ начинают с вычисления безразмерного параметра

$$Z = \frac{\omega^2}{gd_3 \varepsilon^2} \cdot \frac{\rho_r}{\rho_{ж}} \cdot \left(\frac{\mu_{ж}}{\mu_b} \right)^{0,16}, \quad (1.128)$$

где ω – рабочая скорость газа в абсорбере (см. (1.84)); d_3 – эквивалентный диаметр щели; ε – относительное свободное сечение тарелки (см.(1.119); остальные обозначения те же, что в формуле (1.82).

По величине Z определяют безразмерный коэффициент B по уравнению:

$$\lg B = \lg Z + 1,74 \left(\frac{L_{ж}}{G_r} \right)^{0,25} \left(\frac{\rho_r}{\rho_{ж}} \right)^{0,125}, \quad (1.129)$$

где обозначения соответствуют уравнениям (1.82) и (1.119).

Устойчивая работа абсорбера с тарелками провального типа обеспечивается при $B = (2,95 + 10)$. Наиболее интенсивный режим работы тарелок соответствует верхнему пределу, когда $B = 10$. Однако, учитывая возможные колебания нагрузки по газу, наиболее целесообразное значение $B = 6 + 8$ не попадает в указанные пределы, необходимо провести анализ возможного его изменения.

Величина B необходима для расчета критерия Фруда [5]:

$$\text{при } B < 2.95 \quad Fr = \left(3,25 \cdot \frac{10^{-3}}{C} \right) \cdot \left(\frac{\rho_r}{\rho_{ж}} \right), \quad (1.130)$$

$$\text{при } 2,95 < B < 10 \quad Fr = \left(1,1 \cdot 10^{-3} \cdot B/C \right) \cdot \left(\frac{\rho_r}{\rho_{ж}} \right), \quad (1.131)$$

$$\text{при } B > 10 \quad Fr = (11 \cdot 10^{-3}/C) \cdot \left(\frac{\rho_r}{\rho_{ж}} \right), \quad (1.132)$$

где $Fr = \omega_0^2/(gh_{пн})$ – критерий Фруда;

$C = [(u^6 \cdot \mu_{ж}^2 \cdot \rho_{ж})/(g\sigma^3)]^{0,067}$ – безразмерная величина; ω_0 – скорость газа в щелях; u – плотность орошения (см. (28)); σ – поверхностное натяжение по данным для воды (см. табл. XXIV[8]).

Скорость газа в щелевых отверстиях рассчитывают с учетом относительного свободного сечения тарелки ε :

$$\omega_0 = \omega/\varepsilon. \quad (1.133)$$

Высоту слоя пены на тарелке находят, зная численное значение критерия Fr:

$$h_{\text{пн}} = \omega_0^2/(gFr). \quad (1.134)$$

Высоту сепарационного пространства h_c над слоем пены на тарелке вычисляют, исходя из допустимого брызгоуноса жидкости газом с тарелки. Для тарелок провального типа, принимая значение брызгоуноса 0,1 кг жидкости на 1 кг газа, величину h_c рассчитывают из уравнения:

$$0,1 = 7,9 \cdot 10^{-6}(\rho_{\text{ж}}/\sigma)^{1,1} \cdot \omega^{2,56}/h_c^{2,56} \quad (1.135)$$

После чего по уравнению (1.127) вычисляют расстояние между тарелками h , а по уравнению (1.120) высоту тарельчатой части колонны H_T .

Принимая расстояние между верхней тарелкой и крышкой абсорбера $h_B = 1,5$ м, а расстояние между нижней тарелкой и дном абсорбера $h_H = 2,5$ м, рассчитываем общую высоту абсорбера

$$H = H_T + h_H + h_B. \quad (1.136)$$

1.6.4. Гидравлическое сопротивление абсорбера

Гидравлическое сопротивление барботажного абсорбера $\Delta p_{\text{абс}}$ зависит от числа действительных тарелок n_g и гидравлического сопротивления одной тарелки Δp_T :

$$\Delta p_{\text{абс}} = n_g \Delta p_T. \quad (1.137)$$

Полное сопротивление тарелки складывается из трех слагаемых

$$\Delta p_T = \Delta p_c + \Delta p_{\text{п}} + \Delta p_{\sigma}, \quad (1.138)$$

где Δp_c , $\Delta p_{\text{п}}$ и Δp_{σ} – соответственно гидравлические сопротивления сухой (неорошаемой) тарелки, газо-жидкостного слоя (пены) на тарелке и сопротивление, обусловленное силами поверхностного натяжения жидкости.

Сопротивление сухой провальной тарелки рассчитывают по уравнению

$$\Delta p_c = \frac{\xi \omega_0^2 \rho_{\text{г}}}{2}, \quad (1.139)$$

где ξ – коэффициент сопротивления, равный для тарелки провального типа 1,5.

Гидравлическое сопротивление газо-жидкостного слоя на тарелке

$$\Delta p_c = k \rho_{\text{ж}} g h_{\text{пн}}, \quad (1.140)$$

где $k = 0,21/(Fr^{0,2}\sqrt{\varepsilon})$ – коэффициент, учитывающий соотношение плотности пены на тарелке к плотности светлой жидкости, а произведение $k h_{\text{пн}} = h_0$ – определяет высоту светлого слоя жидкости на тарелке.

Гидравлическое сопротивление, обусловленное силами поверхностного натяжения, равно

$$\Delta p_{\sigma} = 4\sigma/d_{\varepsilon}, \quad (1.141)$$

где σ – поверхностное натяжение, принимаемое по данным для воды; d_{ε} – эквивалентный диаметр щели.

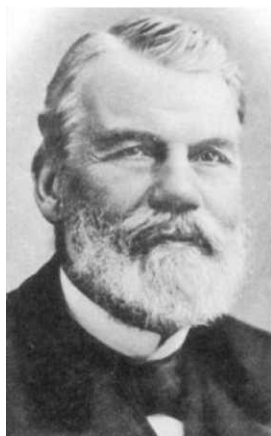
Тогда полное гидравлическое сопротивление тарелки определяют по формуле (1.138), а соотношение колонны по формуле (1.137).

Расчет и подбор вентилятора проводят аналогично расчету насадочного абсорбера.

2. ДИСТИЛЛЯЦИЯ, ПЕРЕГОНКА

2.1. Общие сведения

В 1589 г. процесс, которым сейчас владеет любой студент-химик, можно было считать искусством. Теории не существовало. Франсуа Мари Рауль еще не установил связь между парциальным давлением компонента и его мольной долей в жидкости. И профессор Санкт-Петербургского университета Дмитрий Петрович Коновалов тоже ещё не сформулировал свои законы, названные впоследствии его именем, и не создал теорию перегонки жидких смесей.



Франсуа Мари Рауль
(1830 -1901)



Дмитрий Петрович Коновалов
(1856 -1929)

Процесс перегонки, которую можно считать «бабушкой» современной ректификации (ректификация - от позднелат. *rectification* - прямление, исправление), имеет весьма солидный возраст. Древние греки умели отделять от вина спирт - *spiritus vini* - дух вина. В Поднебесной тоже были знакомы со спиртом, а значит, были знакомы с перегонкой.

Появление и развитие перегонки было связано с производством спирта и крепких алкогольных напитков.

На рис. 2.1 показана принципиальная схема процесса *простой* или, как её ещё называют, *фракционной*, перегонки. Исходная смесь (сырьё) загружается в перегонный куб и нагревается до *температуры начала кипения* $t_{НК}$. Образующиеся пары поступают в конденсатор-холодильник, где переходят в жидкое состояние, а затем охлаждаются. Образовавшийся *дистиллят* собирается порциями (*фракциями*) в сборники. Для квалифицированного управления процессом в куб вмонтирован термометр, с помощью которого можно отбирать фракции с заданными температурами выкипания. После завершения процесса в кубе остаётся продукт, который называют *кубовым остатком* или *кубовой жидкостью*. Итак, продуктами процесса простой перегонки являются дистиллят и кубовый остаток.

2.2. Теоретическая часть

Прежде чем рассматривать теорию перегонки и ректификации, введём определения и обозначения.

В целях упрощения будем рассматривать разделение двухкомпонентной (бинарной) смеси. Из двух компонентов один будет иметь меньшую температуру кипения и, следовательно, большее давление пара. Его мы назовём низкокипящим компонентом (НКК). Второй компонент, температура кипения которого выше, а давление пара меньше, назовём высококипящим компонентом (ВКК).

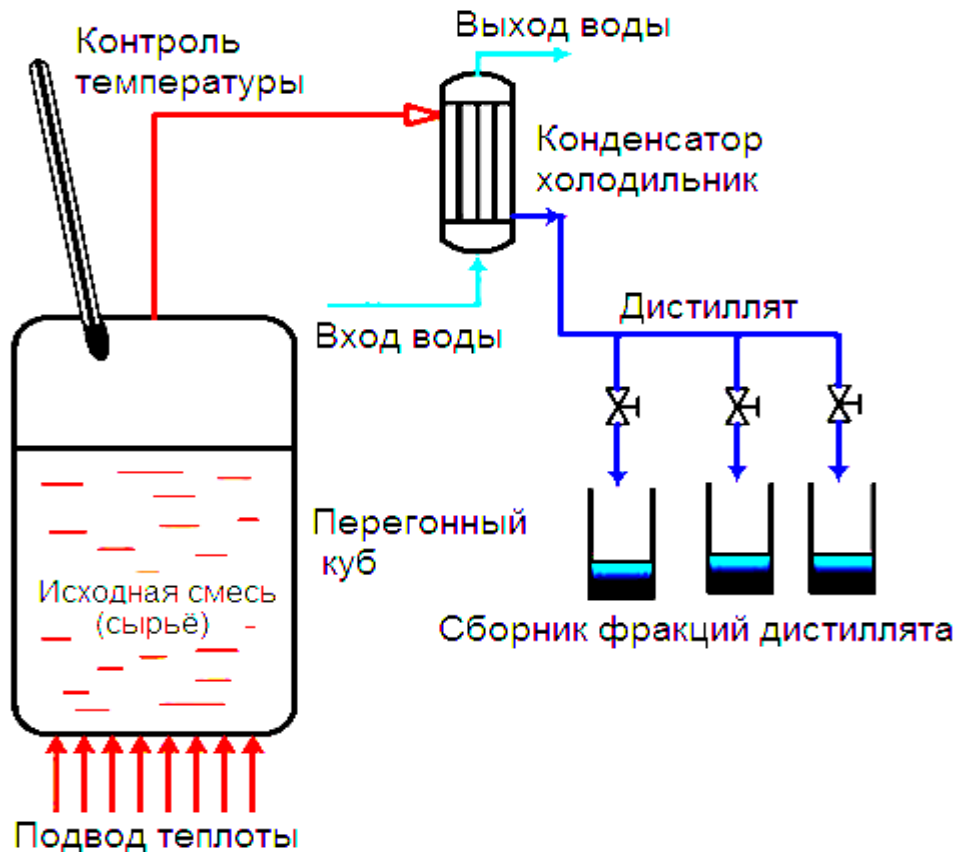


Рис.2.1. Схема установки для простой (фракционной) перегонки

Состав бинарной смеси будем выражать в мольных долях НКК и обозначать через x его концентрацию в жидкой фазе, а через y – концентрацию в паровой фазе.

Понятно, что концентрация второго компонента, ВКК, в жидкой фазе будет $(1-x)$, а в паровой – $(1-y)$.

Количество взятой на разделение смеси обозначим F , количество полученного дистиллята D , количество кубового остатка W .

Концентрацию НКК в исходной смеси обозначим x_F , его концентрацию в общем количестве полученного дистиллята x_D , а в кубовом остатке – x_W .

Теперь нам необходимо вспомнить раздел физической химии, посвященный равновесию между жидкостью и паром в бинарных системах (смесях).

В 1882 г. уже упоминавшийся нами французский физик и химик Франсуа Мари Рауль установил зависимость парциального давления компонента над раствором от его концентрации в жидкой фазе. Эта зависимость известна сегодня как закон Рауля.

Системы, которые подчиняются закону Рауля, называют идеальными. К ним можно отнести смеси, образованные изомерами или гомологами, т.е. веществами одного класса. Например, нефть и её фракции (бензиновая, керосиновая и т.д.) неплохо описываются законом Рауля. Для таких смесей можно рассчитать температуры начала и конца кипения при известных давлении и составе жидкости, состав равновесного пара над кипящей жидкостью и некоторые другие параметры.

Хуже обстоит дело с системами, образованными веществами различных классов и особенно содержащими в своём составе воду. Их называют неидеальными. Такие смеси могут показывать положительные отклонения от закона Рауля (фактическое давление пара оказывается больше теоретического), отрицательные (давление пара меньше теоретического) и знакопеременные.

Рассчитать параметры равновесия для таких смесей нельзя, приходится обращаться к справочникам с экспериментальными данными (наиболее часто проектировщики пользуются справочником В.Б. Когана, В.М. Фридмана, В.В. Кафарова. Равновесие между жидкостью и паром. –М.-Л.: Наука, 1966. В 2 т.

Из всего многообразия неидеальных систем следует выделить наиболее сложные смеси, которые называют азеотропными (от греч. а - приставка, означающая отрицание или отсутствие чего-либо, зео - киплю и тропе - поворот, изменение) или нераздельнокипящие. В современном понимании термин «азеотропная смесь» означает такую жидкую смесь, при кипении которой образуется пар того же состава, что и кипящая жидкость. А разделение жидких смесей перегонкой основано как раз на отличии состава образующегося пара от состава исходной кипящей смеси. Следовательно, разделение азеотропных смесей перегонкой невозможно.

На рис. 2.2 показана классификация жидких смесей с точки зрения равновесия жидкостью и паром.

В лабораторной работе изучается разделение смеси этилового спирта и воды, которая относится к классу азеотропных.

График зависимости температур кипения и конденсации (график изобар) представлен на рис.2.3.



Рис.2.2. Классификация жидких смесей по их подчинению закону Рауля

Итак, взятая исходная смесь в количестве F *ас* концентрацией НКК x_F нагревается до температуры кипения. При кипении образуется пар состава y_D , который после конденсации превращается в жидкий дистиллят с концентрацией НКК x_D . По мере проведения процесса перегонки исходный раствор будет обедняться НКК, так как тот переходит в дистиллят. Поэтому точка М на линии кипения начнёт перемещаться (*мигрировать*) вверх и влево, температура кипения будет расти. Вслед за точкой состава кипящей жидкости М будет перемещаться точка состава пара. Концентрация НКК в нём будет уменьшаться.

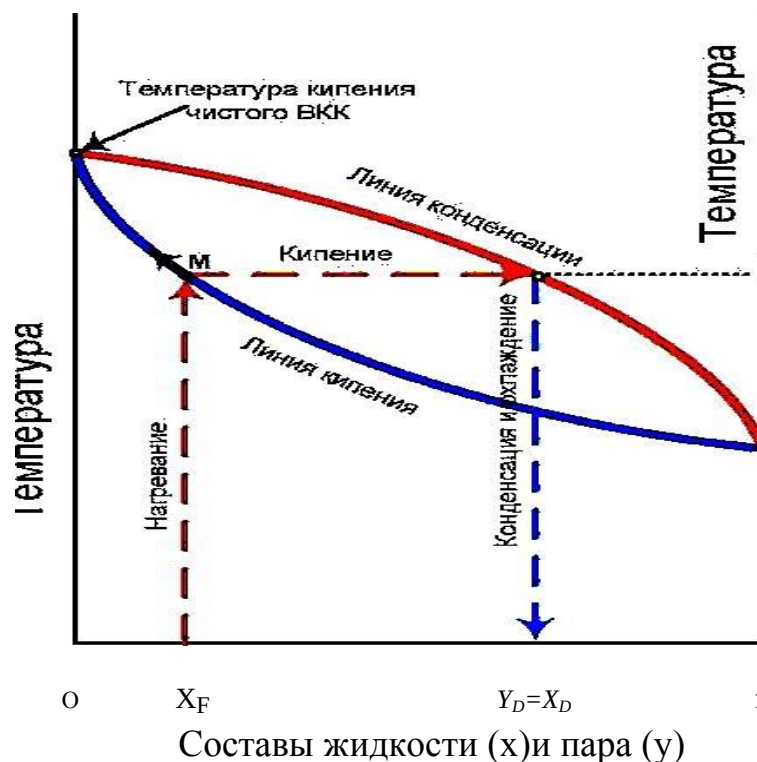


Рис. 2.3. Схема процесса простой перегонки по температуре кипения и конденсации

Для простой перегонки можно записать два уравнения материального баланса, которые будут справедливы и для процесса ректификации: материальный баланс по всему сырью:

$$F = D + W; \quad (2.1)$$

- материальный баланс по НКК

$$F x_F = D x_D + W x_W. \quad (2.2)$$

Согласно первому уравнению всё взятое в процесс сырьё разделилось на дистиллят и кубовый остаток.

Согласно второму уравнению весь низкокипящий компонент после проведения процесса разделился на две неравные части: основное его количество перешло в дистиллят и немного осталось в кубовой жидкости.

Простая перегонка не позволяет получить в дистилляте концентрацию НКК больше, чем это предписывается равновесием между жидкостью и паром (см. рис. 2.3). История умалчивает о том, кто впервые попытался «обмануть» закон и получить более «крепкий» дистиллят. Зато мы совершенно точно знаем, что для этих целей потребуется установка, изображенная на рис. 2.4.

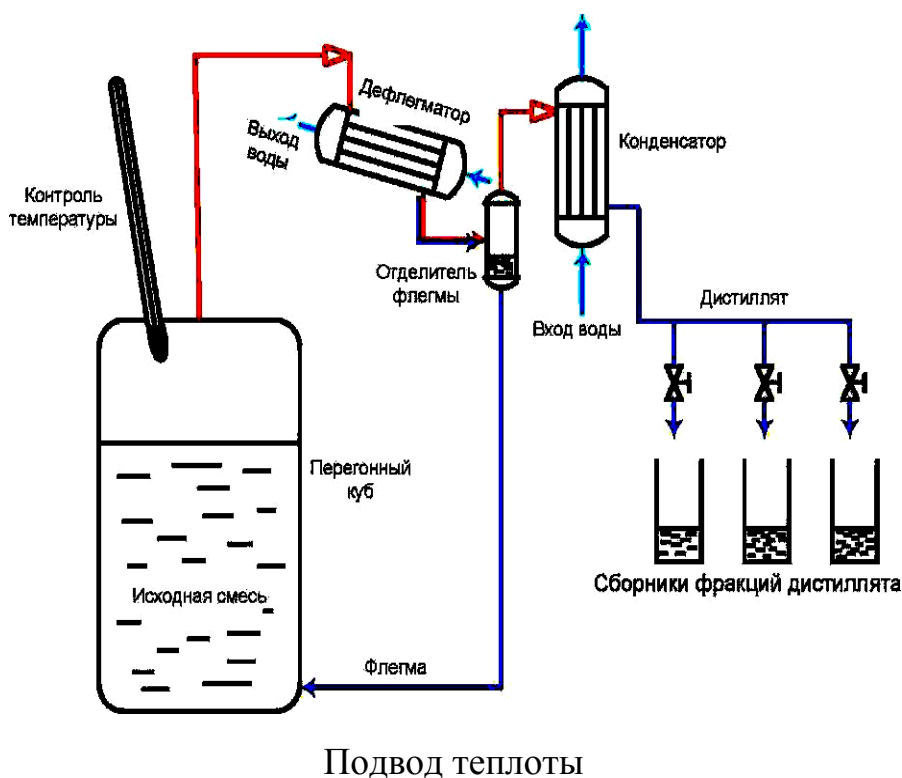


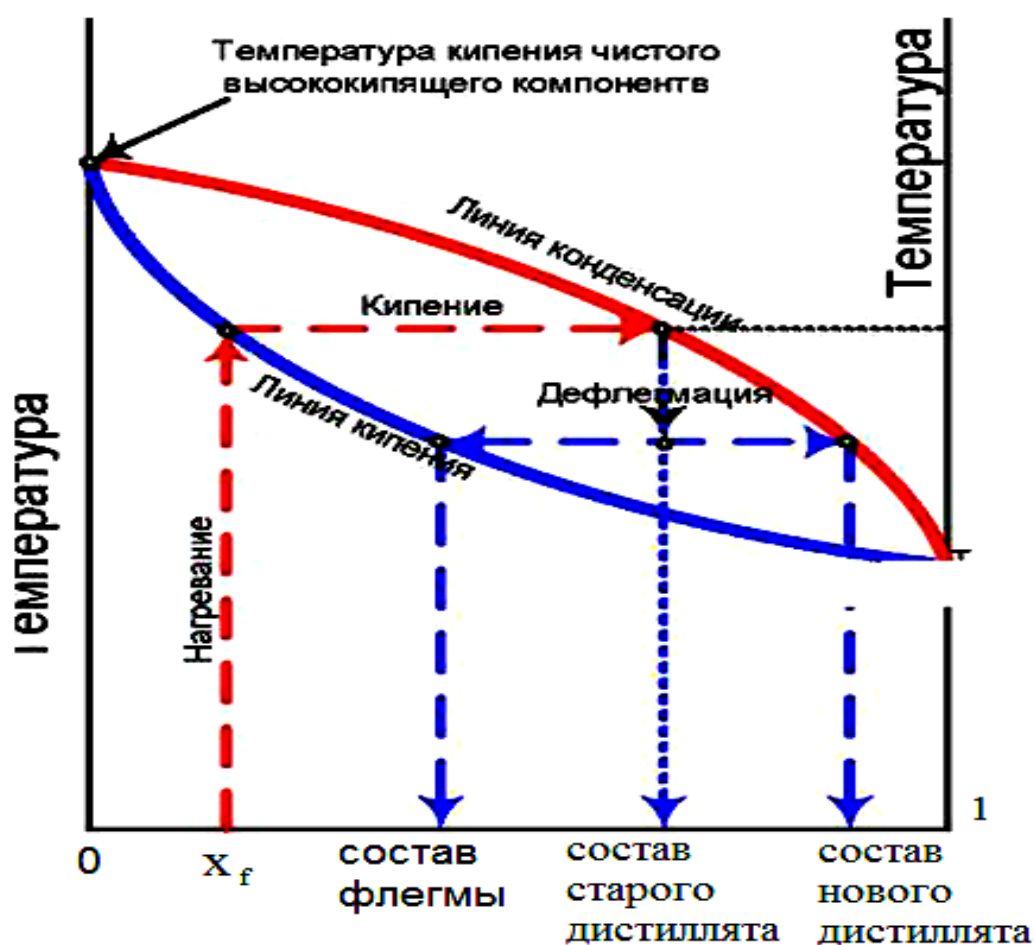
Рис. 2.4. Схема установки перегонки с дефлегмацией

Эта установка принципиально отличается от предыдущей: в ней появился новый аппарат - дефлегматор и новый поток – поток флегмы.

Принцип работы такой модернизированной установки заключается в следующем. Как и при простой перегонке, исходная смесь доводится до кипения. Образующийся пар поступает теперь не в обычный конденсатор, а

специальный аппарат - дефлегматор. В дефлегматоре происходит частичная конденсация пара. Процесс, происходящий при этом, показан на рис. 2.5.

Поступивший в дефлегматор пар начинает переходить в жидкую фазу, но воды для его полной конденсации подаётся недостаточно. Происходит частичная (*парциальная*) конденсация. В результате из дефлегматора выходит парожидкостная смесь, которая поступает в аппарат, предназначенный для отделения образовавшейся жидкой фазы от пара. Эта жидкая фаза называется флегмой (от греческого греч. *phlegma* - **жидкость**, мокрота). В современном техническом толковании –это часть дистиллята, возвращаемая в процесс перегонки (ректификации). Она возвращается в перегонный куб. Самое главное, что в составе нового пара концентрация низкокипящего компонента стала существенно больше, чем при простой перегонке (см. рис. 2.5).



Состав жидкости (x) и пара (y).

Рис 2.5. Процесс перегонки с дефлегмацией

Поставленная цель - получение более концентрированного дистиллята - достигнута. Однако, улучшение качества дистиллята потребует дополнительных затрат. Поток флегмы циркулирует по замкнутому контуру перегонный куб—>дефлегматор—>перегонный куб. Для перевода флегмы в пар требуется подвод тепловой энергии, а для конденсации пара в дефлегматоре по-

требуется отвод теплоты, т.е. дополнительный расход хладагента. Таким образом, улучшение качества дистиллята потребовало помимо усложнения конструкции установки дополнительных затрат на подвод и отвод теплоты. Это энергетические или эксплуатационные затраты.

В теории процесса вводится очень важное понятие - *флегмовое число* R

$$R = \phi / D. \quad (2.3)$$

От значения флегмового числа зависит как качество получаемого продукта, так и энергетические затраты на его получение. Можно доказать, что чем больше флегмовое число, т.е. чем больше возвращается в аппарат флегмы на единицу отбираемого дистиллята, тем чище будет получаться товарный продукт. Но энергетические затраты при этом будут также возрастать.

И простая перегонка (рис. 2.3), и перегонка с дефлегмацией (рис. 2.4) не позволяют получить чистые НКК и ВКК. Полученные дистиллят и остаток надо снова и снова подвергать перегонке. Это потребует затрат времени и энергии, увеличит потери целевого продукта. Поэтому в промышленности для разделения жидких смесей на чистые компоненты применяется процесс *ректификации*.

2.3. Лабораторная работа

Цель работы: изучение процесса простой перегонки двухкомпонентной смеси в системе спирт-вода

Задачи работы:

1. Ознакомиться с устройством и принципом работы ротационного испарителя.
2. Изучить механизм процесса перегонки (в системе спирт-вода).

2.3.1. Общие теоретические сведения

Разделение жидкой смеси путем простой перегонки основано на различной летучести компонентов, составляющих ее, и представляет собой однократное испарение части жидкости при кипении с последующей конденсацией паров. Пар, образующийся в процессе простой перегонки, обогащается легколетучим низкокипящим компонентом, а кубовый остаток – менее летучим (высококипящим) компонентом. При достаточно длительном соприкосновении между жидкой смесью и паром достигается равновесие; для бинарной смеси равновесный состав пара (y^*) может быть определен в соответствии с законами Рауля

$$p_A = P_A \cdot x_A; p_B = P_B \cdot x_B = P_B(1 - x_A) \quad (2.4)$$

и Дальтона:

$$p_A = P \cdot y_A, \quad (2.5)$$

где p_A и p_B – парциальные давления низкокипящего (А) и высококипящего (В) компонентов; P_A и P_B – давление насыщенных паров чистых компонентов А и В при данной температуре; x_A и x_B – мольные доли низкокипящего и высококипящего компонентов в жидкой смеси; P – полное (общее) давление

смеси паров ($P = p_A + p_B$); y_A – концентрация (мольная доля) легколетучего компонента в паровой фазе.

При равновесии ($y_A = y_A^*$)

$$y_A^* = \frac{P_A}{P_A + P_B} = \frac{P_A \cdot x_A}{P_A \cdot x_A + P_B \cdot (1 - x_A)} = \frac{a \cdot x_A}{a \cdot x_A + (1 - x_A)} \quad (2.6)$$

2.3.2. Экспериментальная установка

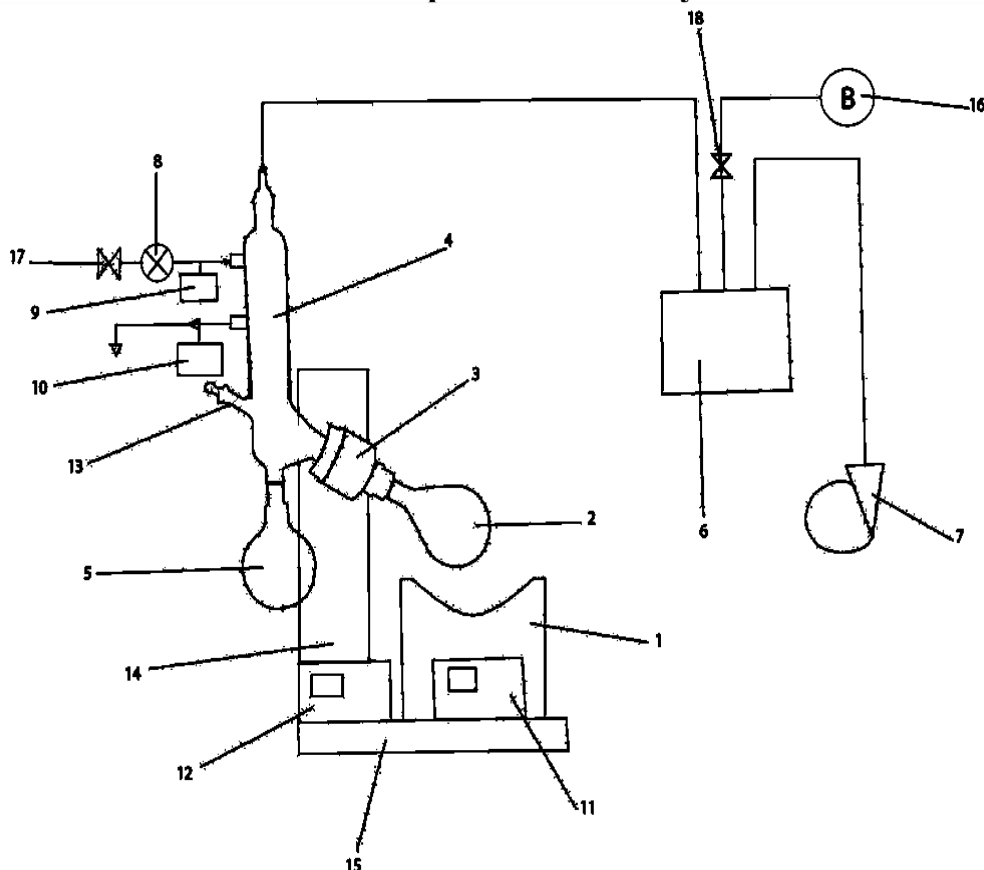


Рис. 2.6. Схема экспериментальной установки:

1 – нагревательная баня, 2 – испарительная колба, 3 – червячный редуктор, 4 – конденсатор-холодильник, 5 – колба для отбора конденсата, 6 – ловушка, 7 – вакуум-насос, 8 – расходомер, 9, 10 – термопары для определения температуры охлажденной жидкости, 11 – контроль за подогревом нагревательной бани, 12 – регулировка частоты вращения, 13 – загрузка исходной смеси, 14 – привод, 15 – станина, 16 – вакуумметр, 17 – вентиль, 18 – вентиль вращения насоса

Простая перегонка применяется в том случае, если компоненты достаточно сильно отличаются по летучести, т. е. для очистки веществ от мало-летучих и нелетучих примесей или когда не требуется большого обогащения дистиллята низкокипящим компонентом.

При периодическом ведении процесса перегонки концентрация низкокипящего компонента в дистилляте постепенно уменьшается и приближается к его содержанию в первоначальной смеси. Расчет простой перегонки обыч-

но заключается в том, чтобы определить, какое количество жидкости надо отогнать с целью получения требуемого среднего состава дистиллята и кубового остатка.

Уравнение материального баланса простой перегонки по низкокипящему компоненту имеет вид

$$Lx = (L - dL) \cdot (x - dx) + dL \cdot y^*, \quad (2.7)$$

где L – количество исходной смеси в некоторый момент времени; x – текущая концентрация смеси по низкокипящему компоненту; dL – количество жидкости, испарившееся за бесконечно малый промежуток времени dx ; y^* – равновесная концентрация легколетучего компонента в паре.

Раскрывая скобки и пренебрегая произведением $dL \cdot dx$, как бесконечно малой величиной второго порядка, получим

$$dL \cdot dx = dL \cdot (y^* - x) \text{ или } \frac{dL}{L} = \frac{dx}{y^* - x} \quad (2.8)$$

Интегрируем уравнение (2.8) в пределах изменения количества жидкости в кубе от начального $L = F$ до конечного $L = W$ и соответствующего падения ее концентрации от x_F до x_W за весь цикл перегонки:

$$\int_F^W \frac{dL}{L} = \int_{x_F}^{x_W} \frac{dx}{y^* - x} \text{ или } \int_W^F \frac{dL}{L} = \int_{x_W}^{x_F} \frac{dx}{y^* - x} \quad (2.9)$$

После интегрирования получим:

$$\ln \frac{F}{W} = \int_{x_F}^{x_W} \frac{dx}{y^* - x} \quad (2.10)$$

Вид функции $y^* = \varphi(x)$ определяется формой кривой равновесия и обычно не может быть установлен аналитически. Поэтому интегрирование правой части уравнения (2.10) проводят графически – путем построения зависимости $1/(y^* - x)$ от x .

При графическом вычислении интеграла берут последовательно различные значения x в пределах от x_W до x_F , находят по таблице (Приложения) или диаграмме $y^* = \varphi(x)$ (Приложения) соответствующие им значения y^* , вычисляют $1/(y^* - x)$ и строят кривую (рис.2.7).

Размер площади, ограниченной кривой и осью абсцисс в пределах от x_W до x_F , представляет собой величину искомого интеграла.

Среднюю концентрацию легколетучего компонента в дистилляте (x_{Dcp}) рассчитывают из уравнения материального баланса:

$$Fx_F = Wx_W + (F - W) \cdot x_{Dcp} = Wx_W + Dx_{Dcp} \quad (2.11)$$

Откуда

$$X_{Dcc} = \frac{F \cdot x_F - W \cdot x_W}{D}, \quad (2.12)$$

где $D = F - W$ – количество перегнанной жидкости (дистиллята).

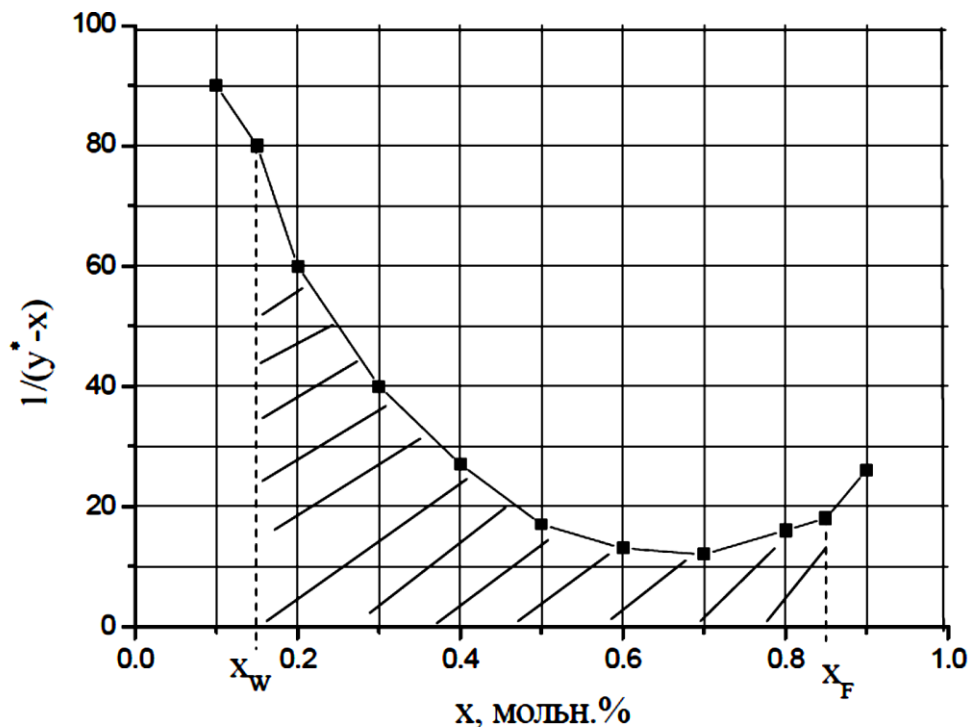


Рис. 2.7. Графическое решение интеграла $\int \frac{dx}{y^* - x}$

2.3.3. Описание экспериментальной установки

Исходную смесь спирт-вода загружаем через вентиль загрузки исходной смеси 13 в испарительную колбу 2 (рис.2.6). Подогрев смеси осуществляется с помощью нагревательной бани 1. Регулировка и контроль температуры нагрева в нагревательной бане 1 осуществляется с пульта контроля за подогревом нагревательной бани 11. Интенсификация процесса испарения смеси в ротационном испарителе достигается за счет вращения испарительной колбы 2. Регулировка частоты вращения испарительной колбы 2 осуществляется через регулировку частоты вращения 12. При вращении центробежные силы и силы связи между жидкостью и поверхностью колбы создают плёнку, в связи с этим увеличивается поверхность испарения, за счет чего интенсифицируется процесс. Вращение осуществляется с помощью привода 14 через червячный редуктор. Вакуум в системе создаётся за счет вакуумнасоса 7, который контролируется с помощью вакуумметра 16. Для улавли-

вания не сконденсировавшихся паров предусмотрена ловушка 6. После открытия вентиля 17 холодная вода подаётся в конденсатор-холодильник 4. В процессе охлаждения контролируется расход воды расходомером 8. Контроль температуры на входе и на выходе осуществляется термопарами 9, 10, конденсат собирается в колбу для отбора конденсата 5. Установка смонтирована на станине 15.

2.3.4. Методика проведения работы

1. Ознакомиться с t - x , y диаграммой для исходной смеси.
2. С помощью ареометра измерить плотность исходной смеси, определить её концентрацию x_F , в масс. % и температуру кипения.
3. Зная количество исходной смеси, ее концентрацию по легколетучему компоненту и задавшись концентрацией кубового остатка после перегонки, теоретически по уравнению (2.10) или методом графического интегрирования рассчитать количество кубового остатка W и дистиллята D , получаемых после окончания перегонки ($D = F - W$, где F – количество исходной смеси). По уравнению (2.12) рассчитать среднюю концентрацию легколетучего компонента x_{Dcp} в дистилляте.

При графическом интегрировании необходимо:

- а) выписать данные по равновесию и заполнить табл. 2.1 в пределах изменения концентрации исходной смеси от x_F до x_W . Вторая графа табл. 2.1 (x^2) заполняется при расчете на ЭВМ;
- б) на миллиметровой бумаге в масштабе построить график зависимости $1/(y^*-x) = \varphi(x)$. Площадь под кривой в пределах изменения dx от x_W до x_F представляет собой искомый интеграл, т. е. величину $\ln F/W$;
- в) определить количество кубового остатка W и дистиллята D ;
- г) по уравнению (2.9) рассчитать средний состав дистиллята x_{Dcp} .

Для расчета интеграла на ЭВМ надо табличную зависимость $y^* = \varphi(x)$ аппроксимировать кривой, например, квадратным трехчленом вида $y^* = a + bx + cx^2$. Найдя коэффициенты a , b и c , по стандартной программе вычислить определенный интеграл уравнения (2.10). Теоретически рассчитав количество и среднюю концентрацию дистиллята, приступают к выполнению экспериментальной части работы.

Таблица 2.1

Расчетные данные

x , масс. доля	x^2	y^* , масс. доля	$y^* - x$, масс. доля	$\frac{1}{(y^* - x)}$
1	2	3	4	5

4. Измерить начальную температуру исходной смеси и налить ее в заданном количестве F в испарительную колбу 2.

5. Закрепить испарительную колбу 2 на червячном редукторе 3, отрегулировать колбу относительно бани по высоте и установить частоту вращения 12.

6. Наполнить водой нагревательную баню примерно на $\frac{3}{4}$ и задать температуру на панели контроля над подогревом нагревательной бани 11.

7. Погрузить испарительную колбу 2 в нагревательную баню 1 и установить значения, необходимые для проведения работы.

8. Открыть вентиль 17 и подать водопроводную воду в холодильник-конденсатор 4. На пульте регулировки частоты вращения 12 установить длительность вращения, соответствующую длительности эксперимента, и частоту вращения и включить вакуум-насос 7.

9. По окончании работы отключить нагрев бани и подачу вакуума через пульт 12.

10. Отобрать пробы дистиллята и кубового остатка в мерные цилиндры, охладить их до комнатной температуры, измерить ареометром плотность, и по таблице определить концентрацию легколетучего компонента в дистилляте и в кубовом остатке (в масс. %).

11. Не ранее чем через 10 мин после окончания перегонки отключить подачу воды в холодильник.

2.3.5. Обработка опытных данных

1. Найденный экспериментально средний состав дистиллята x_{Dcp} сравнивают с расчетным x_{Dcc} и рассчитывают ошибку ε , %:

$$\varepsilon = \frac{x_{Dcc} - x_{Dэ}}{x_{Dcc}} \cdot 100\%, \quad (2.13)$$

2. Определяют расход тепла на перегонку. Он складывается из трех величин:

а) расхода тепла на подогрев исходной смеси:

$$Q_1 = F \cdot c_F \cdot (t_{KF} - t_n), \quad (2.14)$$

где c_F – удельная, теплоемкость исходной смеси, кДж/(кг · К); c_c , c_b – удельная теплоемкость компонентов в смеси (спирта и воды), кДж/(кг · К); t_{KF} – температура кипения исходной смеси, °С; t_n – начальная температура исходной смеси, °С;

Удельная теплоемкость исходной смеси определяется по формуле:

$$c_F = c_c \cdot x_F + c_b \cdot (1 - x_F), \quad (2.15)$$

где x_F – концентрация исходной смеси, масс.доли;

б) расхода тепла на испарение дистиллята:

$$Q_2 = D \cdot r_D, \quad (2.16)$$

где r_D – теплота парообразования дистиллята, кДж/кг; r_c ; r_b – теплота парообразования компонентов смеси, кДж/кг; $x_{Dэ}$ – концентрация дистиллята,

масс.доли. Теплота парообразования дистиллята определяется по формуле:

$$r_D = r_c \cdot x_{Dэ} + \kappa_e \cdot (1 - x_{Dэ}) , \quad (2.17)$$

в) расхода тепла на нагрев кубового остатка:

$$Q_3 = W \cdot c_W \cdot (t_{кВ} - t_{кF}) , \quad (2.18)$$

где c_W – удельная теплоемкость кубового остатка, кДж/(кг · К); $t_{кВ}$ – температура кипения кубового остатка в конце процесса перегонки, °С.

Удельная теплоемкость кубового остатка определяется по формуле

$$c_W = c_c \cdot x_W + c_e \cdot (1 - x_W) , \quad (2.19)$$

где x_W – концентрация кубового остатка, массовой доли.

Тогда общий расход тепла:

$$Q = Q_1 + Q_2 + Q_3 . \quad (2.20)$$

Опытные и расчетные данные

Таблица 2.2

№ п/п	Наименование	Обозна- чение	Единицы измерения	Значе- ние ве- личины
1	2	3	4	5
1. Опытные данные				
1	Количество исходной смеси	F	Кг	
2	Концентрация исходной смеси по низкокипящему компоненту	x_F	Масс.доли	
3	Средняя концентрация дистиллята	$x_{Dэ}$	Масс.доли	
4	Концентрация кубового остатка	x_W	Масс.доли	
5	Начальная температура исходной смеси	t_H	°С	
6	Температура кипения исходной смеси	$t_{кF}$	°С	
7	Температура кипения кубового остатка	$t_{кВ}$	°С	
8	Время нагрева исходной смеси	τ_H	Мин (с)	
9	Время перегонки	$\tau_{п}$	Мин (с)	

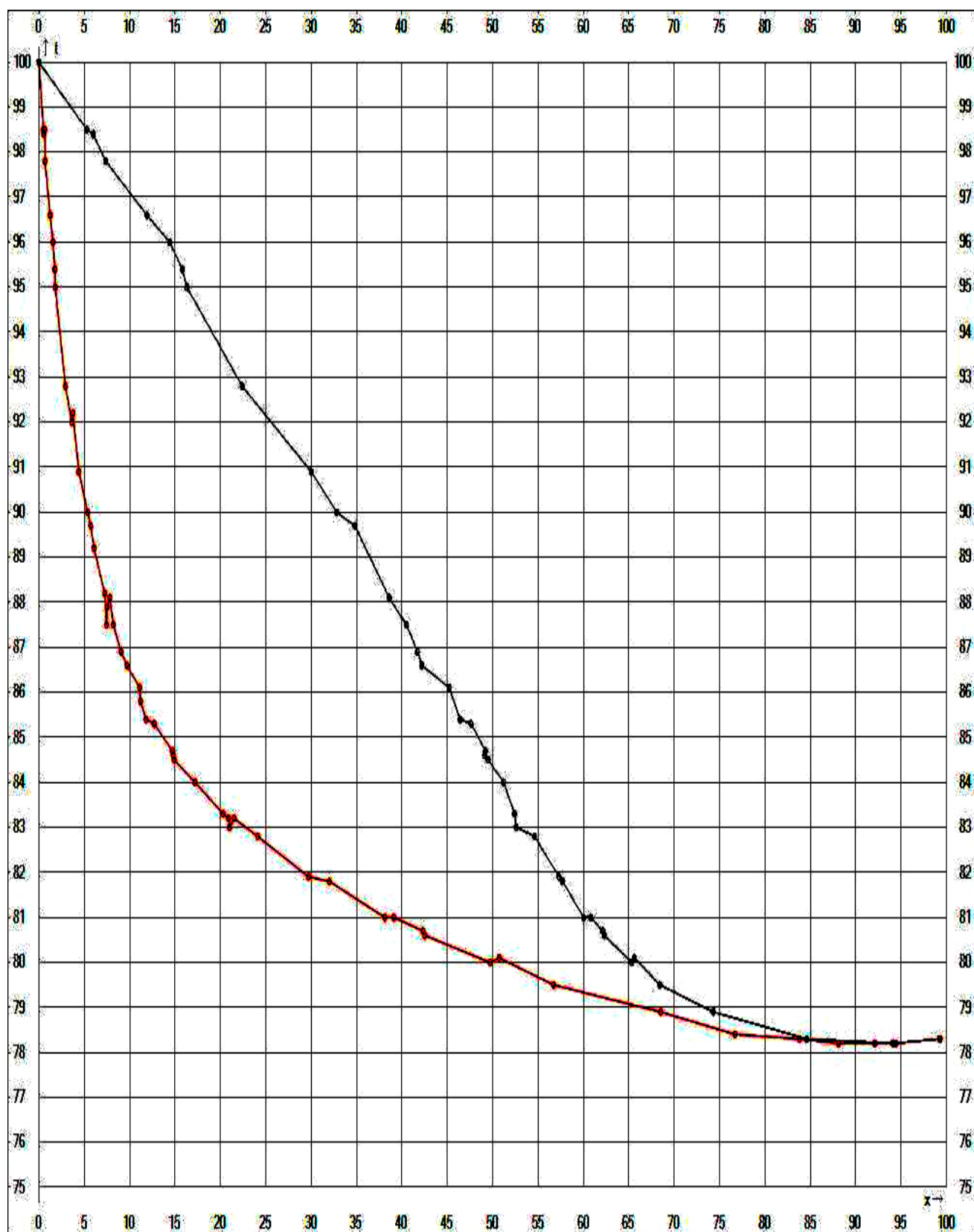
1	2	3	4	5
10	Количество кубового остатка	W	Кг	
11	Количество дистиллята	D	Кг	
12	Давление	P	Па	
2. Расчетные данные				
1	Количество кубового осадка	W_p	Кг	
2	Количество дистиллята	D_p	Кг	
3	Средняя концентрация дистиллята	x_{Dcp}	Масс.доли	
4	Процент ошибки в определении концентрации дистиллята	ε	%	

Приложения к разделу «Дистилляция»

Данные по равновесию для смесей этилового спирта и воды

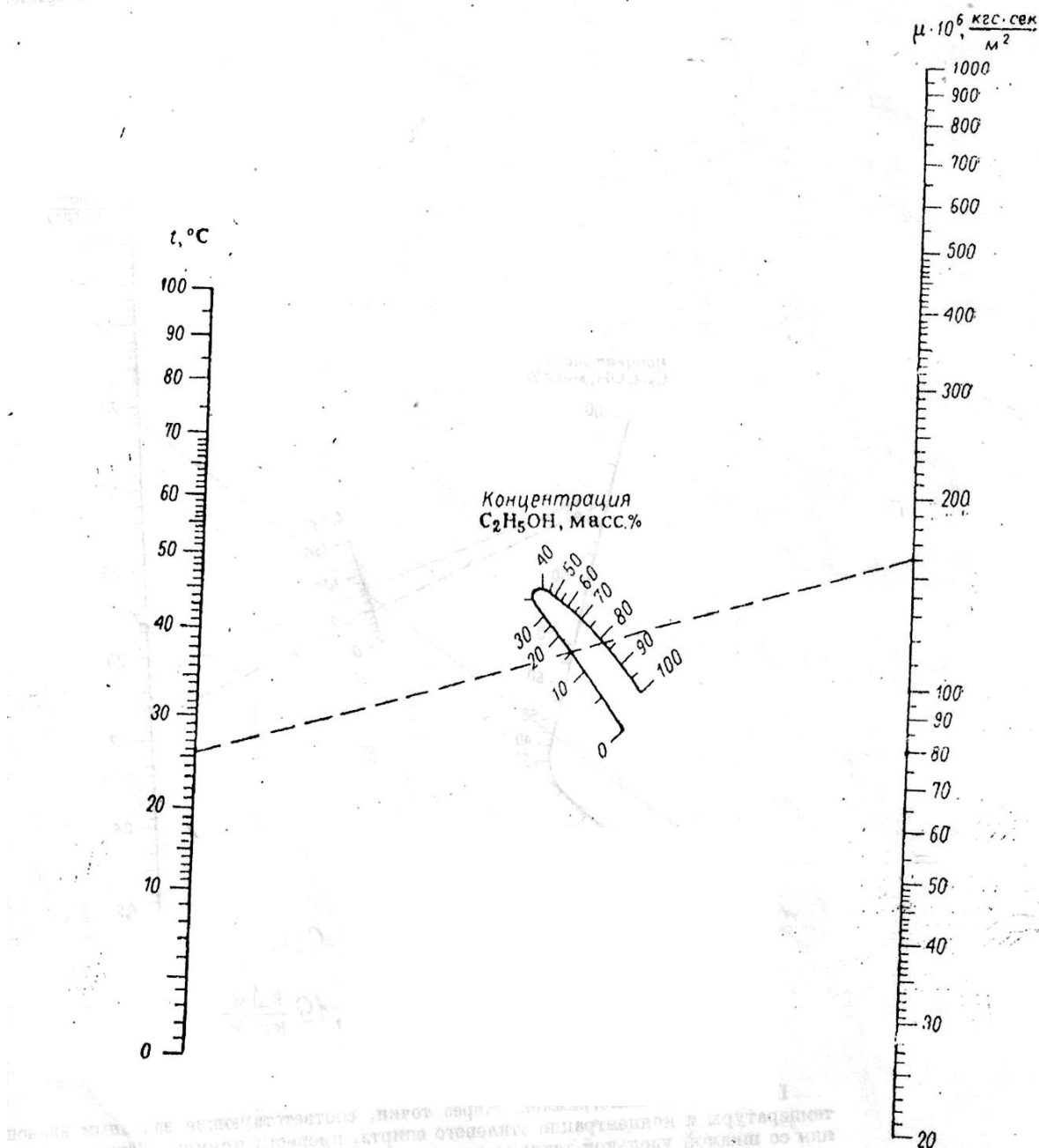
Содержание спирта в жидкой фазе		Температура кипения, °С	Содержание спирта в паровой фазе	
% массо- вый	% моль- ный		% массо- вый	% моль- ный
1	2	3	4	5
1,00	0,39	98,75	10,75	4,51
2,00	0,79	97,65	19,7	8,76
3,00	1,19	96,65	27,2	12,75
4,00	1,61	95,8	33,3	16,34
5,00	2,01	95,95	37,0	18,68
6,00	2,43	94,15	41,1	21,45
10,00	4,16	91,3	52,2	29,92
15,00	6,46	89,0	60,0	36,98
20,00	8,92	87,0	65,0	42,09
25,00	11,53	85,7	68,6	46,08
30,00	14,35	84,7	71,3	49,30
35,00	17,41	83,75	73,2	51,67
40,00	20,68	83,1	74,6	53,46
45,00	24,25	82,45	75,9	55,22
50,00	28,12	81,9	77,00	56,71
55,00	32,34	81,4	78,2	58,39
60,00	36,98	81,0	79,5	60,29
65,00	42,09	80,6	80,8	62,22
70,00	47,72	80,2	82,1	64,21
75,00	54,00	79,75	83,8	66,93
80,00	61,02	79,5	85,8	70,29
85,00	68,92	78,95	88,3	74,70
90,00	77,88	78,5	91,3	80,42
95,00	88,15	78,18	95,05	88,25
95,57	89,41	78,15 ⁸	95,57	89,41

Диаграмма t-x,y



Номограмма для определения коэффициентов вязкости водных растворов этилового спирта

Номограмма построена А.К. Чернышевым на основании экспериментальных данных



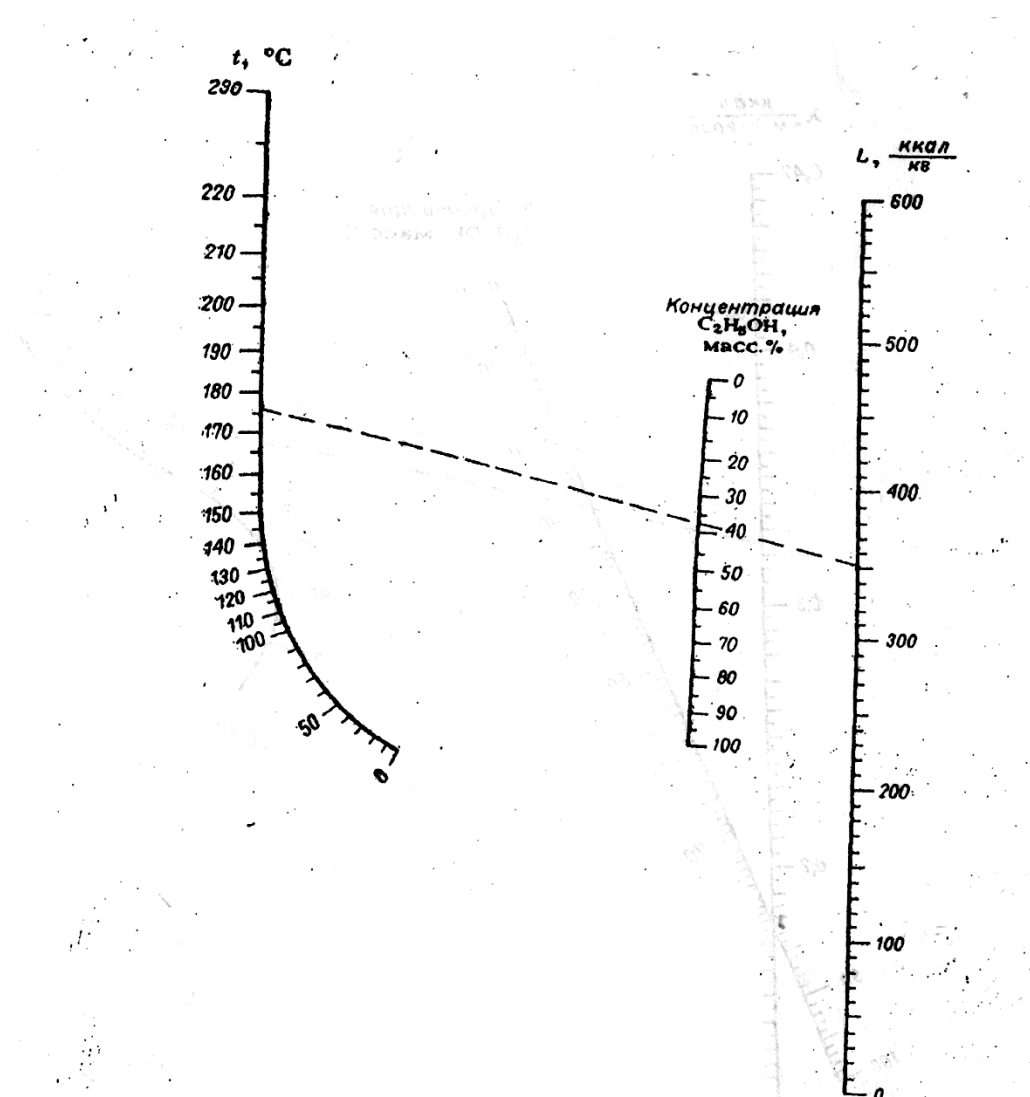
$$\text{В СИ } 1 \text{ кгс/м}^2 = 9,81 \text{ Па} \cdot \text{с}$$

Пользование номограммой. Через точки, соответствующие заданным значениям температуры и концентрации этилового спирта, провести прямую. Точка ее пересечения со шкалой коэффициентов вязкости дает искомое значение.

Номограмма для определения теплоты испарения водных растворов этилового спирта

L или r - скрытая теплота конденсации (испарения)

Номограмма составлена А.К. Чернышевым на основании экспериментальных данных

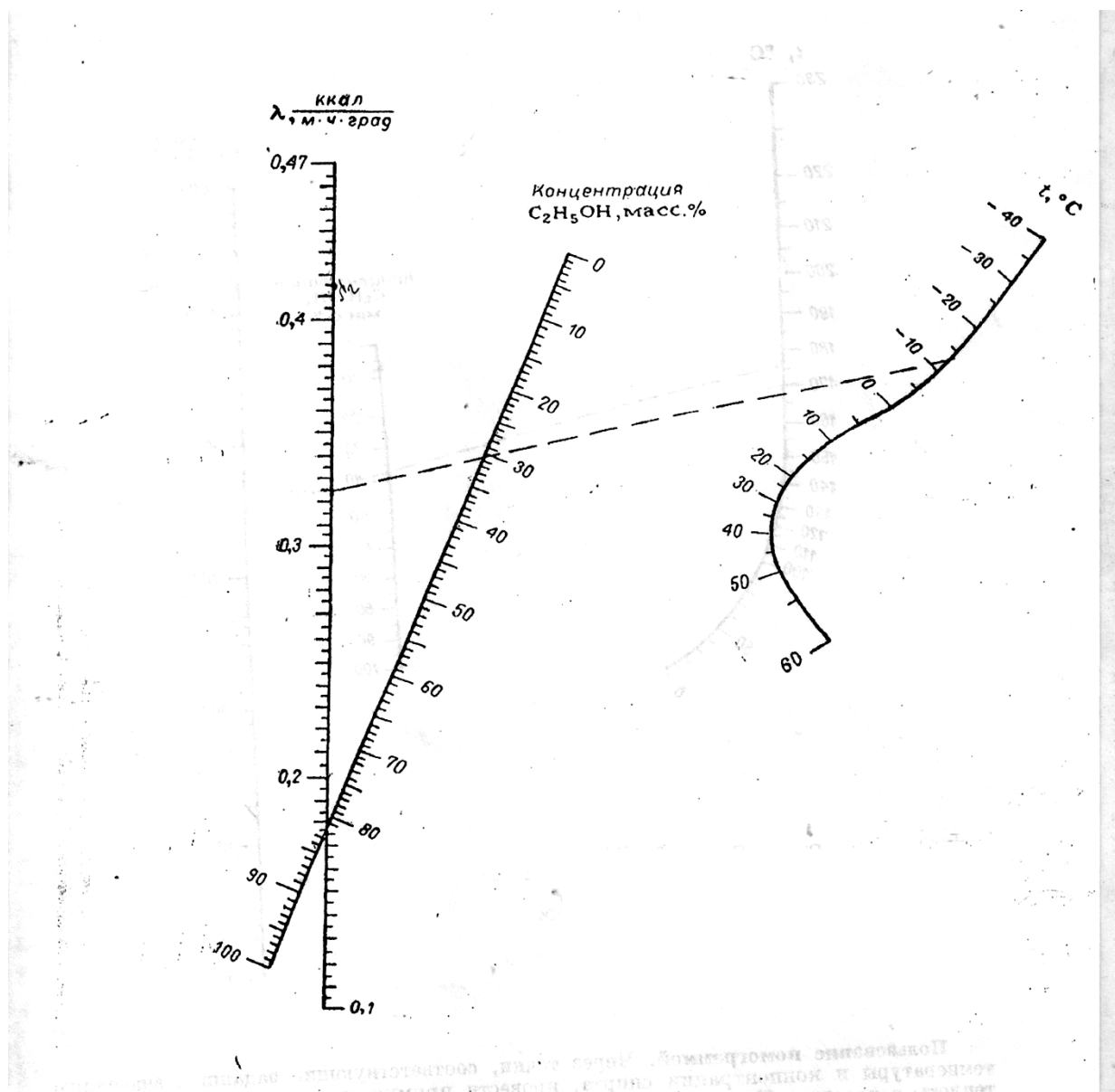


В СИ $1 \text{ ккал/кг} = 4,19 \text{ кДж/кг}$

Пользование номограммой. Через точки, соответствующие заданным значениям температуры и концентрации спирта, провести прямую до пересечения со шкалой теплоты испарения. Точка пересечения дает искомое значение.

Номограмма для определения коэффициента теплопроводности водных растворов этилового спирта

Программа построена А.К. Чернышевым на основании экспериментальных данных

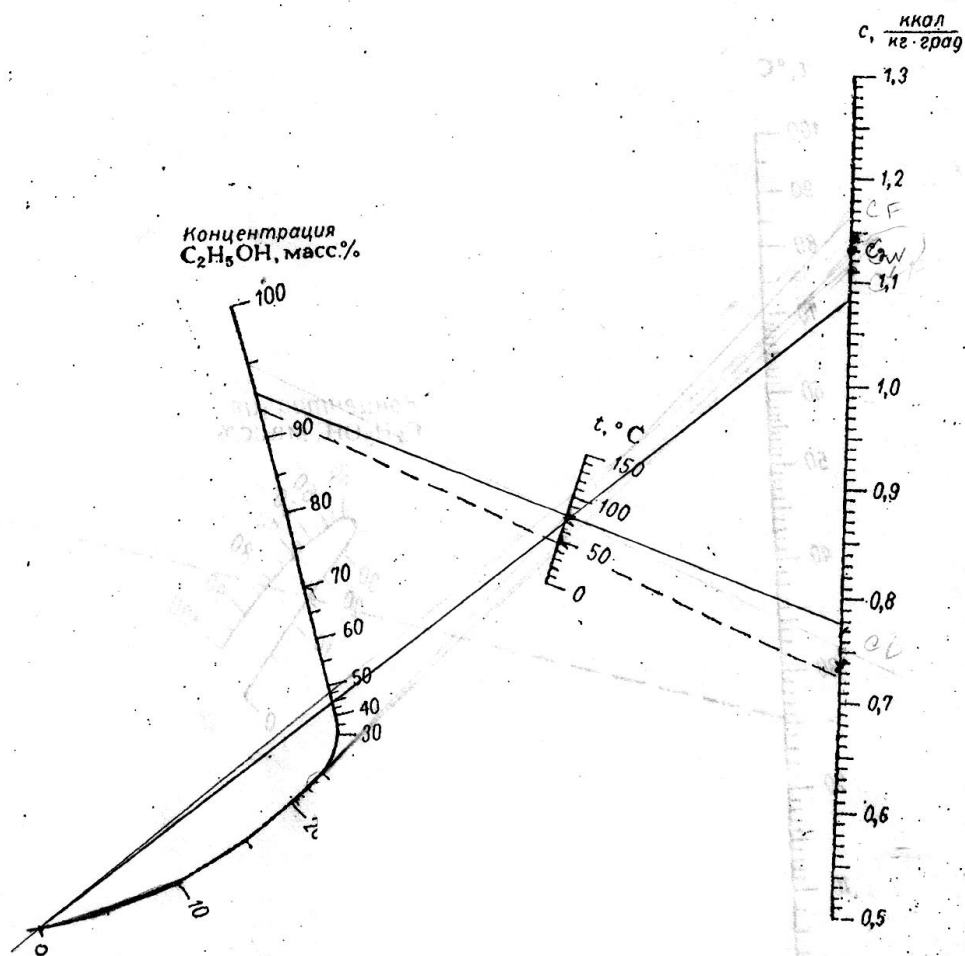


В СИ $1 \frac{\text{ккал}}{\text{м} \cdot \text{ч} \cdot \text{град}} = 1,163 \frac{\text{Вт}}{\text{м} \cdot \text{К}}$

Пользование номограммой. Через точки, соответствующие заданным значениям температуры и концентрации спирта, провести прямую до пересечения со шкалой коэффициентов теплопроводности. Точка пересечения дает искомое значение.

Номограмма для определения удельной теплоёмкости водных растворов этилового спирта

Программа построена А.К. Чернышевым на основании экспериментальных данных



В СИ 1 ккал/(кг·град) = 4,19 кДж/(кг·К)

Пользование номограммой. Через точки, соответствующие заданным значениям температуры и концентрации спирта, провести прямую. Точка ее пересечения со шкалой удельной теплоемкости дает искомое значение.

3. РЕКТИФИКАЦИЯ

3.1. Общие сведения

Для разделения однородной жидкой смеси на составляющие ее компоненты применяют дистилляцию (простую перегонку) или ректификацию. Эти процессы основаны на различной летучести компонентов смеси в связи с различными температурами их кипения при одинаковом давлении.

Дистилляция позволяет осуществить грубое разделение смеси на компоненты или очистить от нежелательных компонентов, произвести более полное разделение смеси на компоненты при ректификации.

Ректификация – это ступенчатое или непрерывное взаимодействие между неравновесными составами пара и жидкости, движущимися в колонном аппарате противотоком друг к другу. При взаимодействии между восходящим потоком пара и стекающей жидкостью из пара конденсируется преимущественно высококипящий компонент, а выделяющаяся теплота конденсации расходуется на испарение из жидкости низкокипящего компонента. Таким образом, пар, двигаясь вверх по колонне, непрерывно обогащается низкокипящим компонентом и на выходе колонны представляет собой практически чистый низкокипящий компонент, а жидкость, стекающая вниз, непрерывно обогащается высококипящим компонентом и на выходе из колонны представляет собой практически чистый высококипящий компонент.

Ступенчатое взаимодействие происходит в колонных аппаратах тарельчатого типа, а непрерывное в насадочных аппаратах.

Ректификацию применяют в ряде отраслей промышленности для выделения ценных веществ при переработке растительных полимеров, в целлюлозно-бумажной промышленности этот процесс используется для разделения таллового масла и сульфатного скипидара, при переработке сульфитных щелоков и в других случаях.

В промышленности часто на разделение методом ректификации подаются многокомпонентные смеси, но поскольку при разделении таких смесей расчет очень сложен, то во многих случаях пренебрегают наличием компонентов, содержащихся в смеси в сравнительно небольших количествах, и без ущерба для конечного результата заменяют расчет многокомпонентной ректификации расчетом процесса бинарной ректификации. Последнему процессу и посвящен данный раздел.

В задании на курсовое проектирование для разделения бинарной смеси приводятся следующие данные: компоненты и массовая производительность $\bar{G}_F$ исходной смеси; содержание в массовых процентах легколетучего (низкокипящего) компонента: в исходной смеси x_F , в дистилляте x_D и в кубовом остатке x_W ; температура исходной смеси t_n , поступающей на установку; давление p в колонне; конструкция контактных устройств в ней и способ подвода теплоты.

Целью курсового проекта является научить студента:

- иметь представления о методах расчета и проектирования;
- уметь рассчитывать и проектировать химическую аппаратуру;
- пользоваться литературой (специальной, справочной, каталогами и ГОСТами);

- анализировать полученные результаты расчета.

Курсовой проект выполняется студентами параллельно с теоретическим курсом и состоит из двух разделов:

1. Расчетная записка с технологической схемой процесса.
2. Графическая часть (на формате А1 продольный разрез аппарата, вид сверху на одну из тарелок и расположение двух соседних тарелок в укрупненном масштабе, а также отдельных узлов и схемы расположения и таблицы штуцеров).

Все расчеты выполняются в системе СИ. Сброшюрованная расчетная записка включает:

- титульный лист;
- задание на курсовой проект;
- введение, в котором приводится технологическая схема процесса и ее описание;
- расчетная часть (по главам и параграфам) со ссылками на использованную литературу;
- оглавление (содержание) по разделам записки с указанием страниц начала глав и параграфов.

Перед началом расчета необходимо ознакомиться в учебных пособиях [1, 12] с особенностями процесса ректификации и методами ее расчета; с данными по равновесию между жидкостью и паром; с конструкциями колонных аппаратов, их работой; с расчетами теплообменников и гидравлических сопротивлений трубопроводов для подбора насосов.

3.2. Расчет тарельчатой ректификационной колонны непрерывного действия

3.2.1. Принципиальная схема установки

В зависимости от состава исходной смеси возможны различные способы обогрева колонны насыщенным водяным паром. Если высококипящим компонентом смеси является вода, то чаще всего водяной пар, с помощью которого подводится теплота в процесс, подается непосредственно в колонну под нижнюю тарелку и называется острым паром. Если исходная смесь не содержит воды, то для образования восходящего потока пара высококипящего компонента устанавливают кипятильник, обогрев которого осуществляется водяным паром. Такой пар называют глухим, ибо он не смешивается с компонентами исходной смеси.

Принципиальная схема бинарной ректификации с подачей в колонну острого пара изображена на рис.3.1. Принципиальная схема процесса с подводом теплоты глухим паром представлена в учебном пособии [1].

Приступая к расчету, необходимо изобразить схему установки и дать подробное описание ее работы.

По табл.XLIV или по рис.XIV, XV и XVI [8] определив температуры кипения компонентов смеси, установить какой из компонентов низкокипящий, а какой высококипящий. Целесообразно нанести на схему буквенные обозначения материальных потоков и концентрации низкокипящего компонента в них.

3.2.2. Определение минимального и рабочего флегмовых чисел

Для расчета ректификационной установки, в том числе и для определения минимального флегмового числа $R_{\min}$, необходимо располагать данными о равновесии между жидкостью и паром компонентов разделяемой жидкой смеси для давления, при котором проводится процесс. Экспериментальные данные по равновесию жидкость-пар для различных систем приведены в справочниках [14, 15].

Рассмотрим расчет на примере разделения смеси этиловый спирт-вода. Данные о равновесии в этой системе при атмосферном давлении приведены в справочнике [14]; из них изобарические данные при атмосферном давлении имеются в табл.298-301, 304, 305, 308 и 309. Данные, приведенные в табл.299-301 и 305, являются неполными: в табл.299 и 305 отсутствуют сведения о температурах кипения смесей, а данные в табл. 300 и 301 не охватывают всего диапазона изменения концентраций компонентов. Таким образом, дальнейшему анализу подлежат данные, приведенные в табл.298, 304, 308 и 309. Наиболее полно представлены данные в табл.308, в которой имеются сведения не только о температурах кипения и составах смесей, но и рассчитанные по экспериментальным данным значения коэффициентов активности.

Проверка данных табл.308 термодинамическим методом на отсутствие систематической ошибки была выполнена М.Л.Молочниковым [16].

Данные из табл.308 [14], дополненные результатами их обработки М.Л.Молочниковым, представлены в табл. 3.1 настоящего пособия.

В таблице применены следующие обозначения: x и y – содержание низкокипящего компонента соответственно в жидкости и паровой фазе в мольных процентах; t – температура кипения смеси данного состава, °C; γ_1 и γ_2 – коэффициенты активности компонентов, являющиеся мерой отклонения от идеальных смесей, поведение которых описывается законом Рауля; α – коэффициент относительной летучести компонентов смеси.

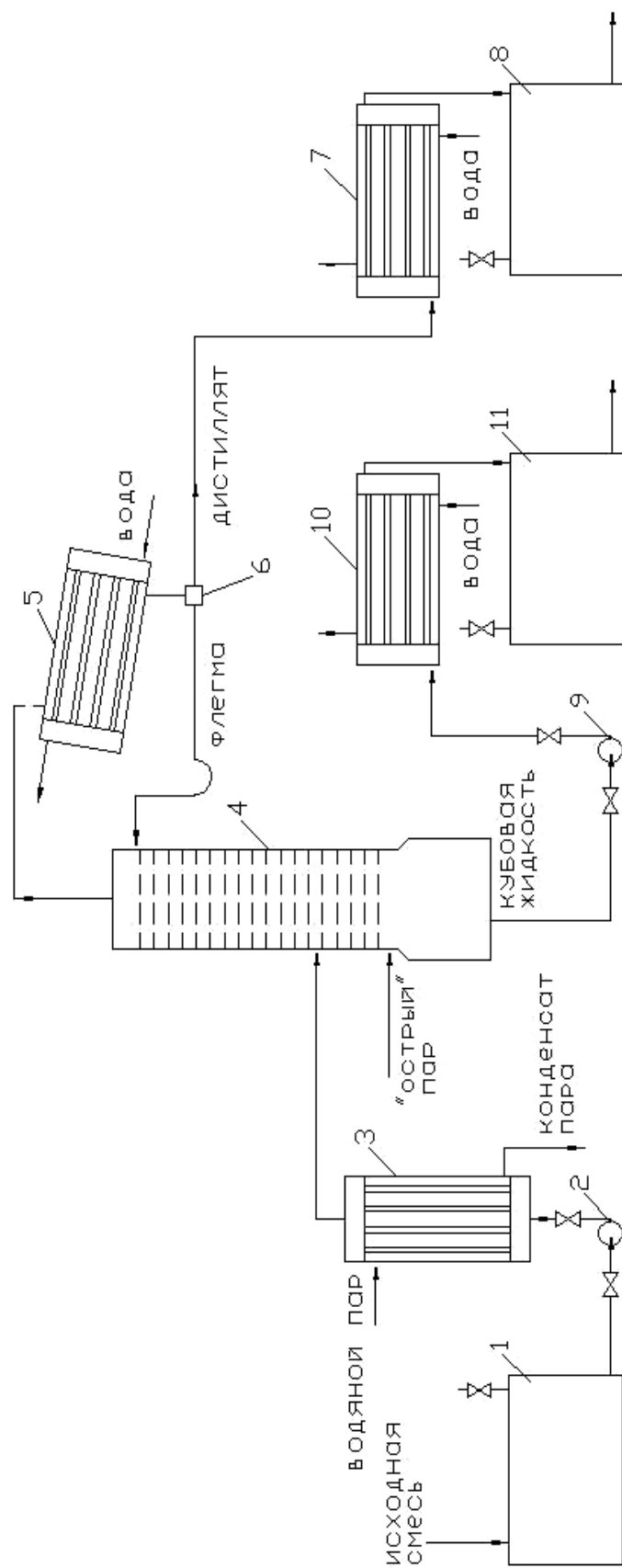


Рис.3.1. Принципиальная схема ректификационной установки непрерывного действия для разделения бинарной смеси:

1 – ёмкость исходной смеси; 2,9 – насосы; 3 – теплообменник-подогреватель; 4 – ректификационная колонна тарельчатого типа; 5 – дефлегматор; 6 – делитель; 7 – холодильник дистиллята; 8 – ёмкость для сбора дистиллята; 10 – холодильник кубовой жидкости; 11 – ёмкость для сбора кубовой жидкости

Равновесие между жидкостью и паром в системе
этиловый спирт-вода при давлении 760 мм рт.ст.

Таблица 3.1

х, мол. %	у, мол. %	t, °C	γ_1	γ_2	$\lg(\gamma_1/\gamma_2)$	α
0,50	5,28	98,5	5,053	1,003	0,7022	11,09
0,56	5,97	98,4	5,101	1,001	0,7072	11,27
0,65	6,49	98,5	4,778	0,993	0,6823	10,61
0,67	7,36	97,8	5,386	1,008	0,7278	11,78
1,24	11,9	96,6	4,874	1,027	0,6763	10,76
1,55	14,4	96,0	4,818	1,003	0,6815	10,68
1,75	15,8	95,4	4,757	1,010	0,6730	10,53
1,80	16,3	95,0	4,835	1,019	0,6762	10,62
2,92	22,4	92,8	4,456	1,036	0,6336	9,60
3,63	22,5	92,0	3,699	1,077	0,5350	7,70
3,74	27,1	92,2	4,297	1,004	0,6314	9,57
4,40	30,0	90,9	4,194	1,019	0,6144	9,31
5,38	32,8	90,0	3,920	1,021	0,5842	8,58
5,70	34,8	89,7	3,952	1,006	0,5942	8,83
6,07	34,6	89,2	3,763	1,033	0,5615	8,19
7,25	37,4	88,2	3,535	1,040	0,5314	7,64
7,46	38,3	87,5	3,606	1,054	0,5341	7,70
7,54	38,0	87,9	3,502	1,045	0,5251	7,51
7,82	38,6	88,1	3,418	1,030	0,5208	7,41
8,20	40,5	87,5	3,468	1,025	0,5293	7,62
9,05	41,7	86,9	3,318	1,037	0,5051	7,19
9,70	42,2	86,6	3,167	1,047	0,4803	6,80
11,10	45,2	86,1	3,020	1,027	0,4684	6,60
11,20	45,0	85,8	3,002	1,044	0,4586	6,49
11,80	46,4	85,4	2,972	1,041	0,4556	6,47
12,70	47,6	85,3	2,833	1,031	0,4390	6,24
14,70	49,2	84,7	2,609	1,049	0,3957	5,62
14,80	49,1	84,6	2,604	1,055	0,3924	5,60
14,90	49,5	84,5	2,590	1,053	0,3909	5,60
17,20	51,2	84,0	2,377	1,066	0,3483	5,05
20,30	52,4	83,3	2,121	1,111	0,2808	4,32
20,90	52,9	83,2	2,080	1,112	0,2718	4,25
21,00	52,6	83,0	2,084	1,132	0,2650	4,17
21,50	53,6	83,2	2,048	1,104	0,2683	4,22
24,10	54,6	82,8	1,893	1,134	0,2224	3,79
29,70	57,3	81,9	1,661	1,196	0,1427	3,18
32,00	57,7	81,8	1,566	1,229	0,1052	2,90
38,10	60,0	81,0	1,411	1,319	0,0294	2,44
39,10	60,8	81,0	1,393	1,315	0,0249	2,42

Окончание табл. 3.1						
х, мол. %	у, мол. %	t, °C	γ_1	γ_2	$\lg(\gamma_1/\gamma_2)$	α
39,10	60,8	81,0	1,393	1,315	0,0249	2,42
42,30	62,1	80,7	1,333	1,355	-0,0070	2,23
42,50	62,3	80,6	1,337	1,358	-0,0070	2,24
49,70	65,3	80,0	1,221	1,463	-0,0783	1,90
50,70	65,6	80,1	1,203	1,474	-0,0883	1,85
56,70	68,4	79,5	1,148	1,578	-0,1382	1,65
68,50	74,3	78,9	1,053	1,808	-0,2348	1,33
76,70	79,6	78,4	1,022	1,981	-0,2875	1,185
83,80	84,6	78,3	0,999	2,156	-0,3340	1,062
88,10	88,4	78,2	0,995	2,231	-0,3507	1,029
92,10	91,8	78,2	0,989	2,365	-0,3786	0,960
94,40	94,1	78,2	0,989	2,400	-0,3851	0,946
99,30	99,2	78,3	0,989	2,592	-0,4062	0,874

По приведенным в табл. 3.1 данным необходимо построить $t - x, y$ диаграмму, по которой в дальнейшем будет определяться температура кипения исходной смеси и температура пара. Линии конденсации и кипения проводятся плавно между экспериментальными точками из точки с координатами: $x=0$; $t=100^\circ\text{C}$. Для более точного определения температуры пара, поступающего на дефлегматор, необходимо построить линии конденсации и кипения в диапазоне x от 0,75 до 1 в укрупненном масштабе по оси ординат в диапазоне температур $78 \div 78,5^\circ\text{C}$.

При изображении линии равновесия на $y - x$ диаграмме для смеси этиловый спирт – вода требуются дополнительные данные в области очень малых концентраций спирта в воде, которые отсутствуют в табл. 3.1, а также требуется уточнить путем расчета все остальные значения, что было выполнено в работе [16]. Полученные данные представлены в табл. 3.2.

На миллиметровой бумаге формата А3 строят квадратную диаграмму $y - x$, на которую наносят все точки табл. 3.2 и, соединяя их плавной кривой, получают линию равновесия, пересекающую диагональ квадрата при $x \cong 0,895$ (точка азеотропа). Небрежное построение линии равновесия в дальнейшем приводит к искажению результатов расчета.

Для расчета минимального флегмового числа $R_{\min}$ заданные массовые концентрации исходной смеси $\bar{x}_F$ дистиллята $\bar{x}_D$ и кубового остатка $\bar{x}_W$ необходимо перевести в мольные доли x_F, x_D и x_W .

Таблица 3.2

Уточненные значения равновесных составов жидкости и пара
в системе этиловый спирт – вода при давлении 760 мм рт.ст.
(значения x и y приведены в мольных долях)

x	y	x	y	x	y	x	y
мольные доли							
0,0001	0,00119	0,01	0,100	0,20	0,525	0,81	0,826
0,0002	0,00237	0,02	0,174	0,30	0,569	0,82	0,834
0,0003	0,00355	0,03	0,231	0,40	0,610	0,83	0,841
0,0004	0,00472	0,04	0,277	0,50	0,652	0,84	0,848
0,0005	0,00589	0,05	0,315	0,55	0,675	0,85	0,856
0,001	0,0117	0,06	0,346	0,60	0,698	0,86	0,865
0,002	0,0229	0,07	0,373	0,65	0,724	0,87	0,873
0,003	0,0337	0,08	0,396	0,70	0,752	0,88	0,882
0,004	0,0441	0,09	0,416	0,75	0,785	0,89	0,8905
0,005	0,0542	0,10	0,434	0,80	0,819	0,90	0,8987

Мольные массы M компонентов смеси рассчитываются по значениям атомных масс табл. 3.1[8].

По значению x_D на диагонали диаграммы $y - x$ находят точку A , а по значению x_F на линии равновесия точку B . Если прямая линия, соединяющая точки A и B , не пересекает линию равновесия, то определяют значение отрезка S , отсекаемого продолжением этой прямой на оси ординат. Если же прямая, соединяющая точки A и B , пересекает линию равновесия, то отрезок S определяют при проведении касательной из точки A на диагонали квадрата к линии равновесия. В обоих случаях отрезок прямой в интервале между x_F и x_D определяет положение рабочей линии укрепляющей части колонны при $R_{\min}$, что дает возможность рассчитать значение минимального флегмового числа, так как в соответствии с уравнением рабочей линии укрепляющей части колонны

$$S = \frac{x_D}{R_{\min} + 1}. \quad \text{Откуда } R_{\min} = \frac{x_D - S}{S}. \quad (3.1)$$

Рабочее флегмовое число R рассчитывается в зависимости от $R_{\min}$. При приближенных расчетах R может быть вычислено по формулам (7.11) или (7.12) [8]. В конечном итоге рабочее флегмовое число определяет размеры аппараты (его диаметр и высоту) и расходы теплоносителей (острого пара, подаваемого в колонну и охлаждающей воды на дефлегматор), что связано с капитальными и эксплуатационными затратами на ректификацию. Для минимизации затрат необходимо провести расчеты при различных R , что достаточно трудоемко и сложно.

Воспользуемся для расчета рабочего флегмового числа упрощенным методом оптимизации, который основан на допущении, что минимальным

затратам соответствует минимальный объем колонны. Так как рабочий объем колонны пропорционален произведению $n_T (R + 1)$, где n_T – число теоретических тарелок, то, задаваясь значениями $R > R_{\min}$ и рассчитав n_T и $n_T (R + 1)$ при различных R , можно найти минимальное значение $n_T (R + 1)$, которому и будет отвечать оптимальное рабочее флегмовое число.

Указанные расчеты проводятся на ЭВМ по программе, разработанной на кафедре «Процессы и аппараты химической технологии». Состояние равновесия в системе между жидкой и паровой фазами определяется уравнением Доджа. Программой учитывается эффективность верхней и нижней частей колонны у тарелки питания и у верхней тарелки, а также эффективность куба.

Программа выдает таблицу, в которой при десяти различных R даются: общее число теоретических тарелок в колонне n_T , в ее нижней n_{TH} и верхней $n_{\text{ТВ}}$ частях и произведение $n_T (R + 1)$. Полученные результаты дают возможность построить график $n_T (R + 1) + f(R)$. Минимальная точка этого графика отвечает оптимальному значению рабочего флегмового числа, при котором проводятся дальнейшие расчеты.

В целях сравнения целесообразно провести расчет рабочего флегмового числа по формулам (7.11) и (7.12) [8] и сделать соответствующий вывод.

3.2.3. Материальный баланс процесса

При обогреве ректификационной колонны непрерывного действия глухим паром, если известны массовый или мольный расходы исходной смеси и содержание в массовых или мольных долях низкокипящего компонента в исходной смеси, дистилляте и кубовом остатке, то совместное решение уравнения материального баланса (7.4) [8] для всех компонентов, участвующих в процессе, и уравнения материального баланса (7.5) [8] по низкокипящему компоненту дает возможность рассчитать массовые или мольные расходы дистиллята и кубового остатка. Расход глухого пара на кипятильник определяется в дальнейшем при решении уравнения (7.14) [8] теплового баланса процесса.

В этом случае уравнения рабочих линий имеют вид:

для укрепляющей части колонны

$$y = \frac{R}{R+1} x + \frac{x_D}{R+1}; \quad (3.2)$$

для исчерпывающей части колонны

$$y = \frac{R+F}{R+1} x - \frac{F-1}{R+1} x_w, \quad (3.3)$$

где y и x – переменные по высоте колонны неравновесные концентрации (мольные доли) низкокипящего компонента соответственно в паре, входящем снизу на тарелку, и в жидкости, стекающей с этой тарелки;

R – рабочее флегмовое число (определено при оптимизации процесса на ЭВМ); $F = \frac{G_F}{G_D} = \frac{x_D - x_W}{x_F - x_W}$ – относительный (на 1 кмоль дистиллята) мольный расход питания (исходной смеси).

При обогреве ректификационной колонны непрерывного действия острым паром, который подается в куб колонны под нижнюю тарелку (рис. 3.2), уравнения материального баланса, можно составить только через мольные расходы и мольные доли низкокипящего компонента в паровой и жидкой фазах.

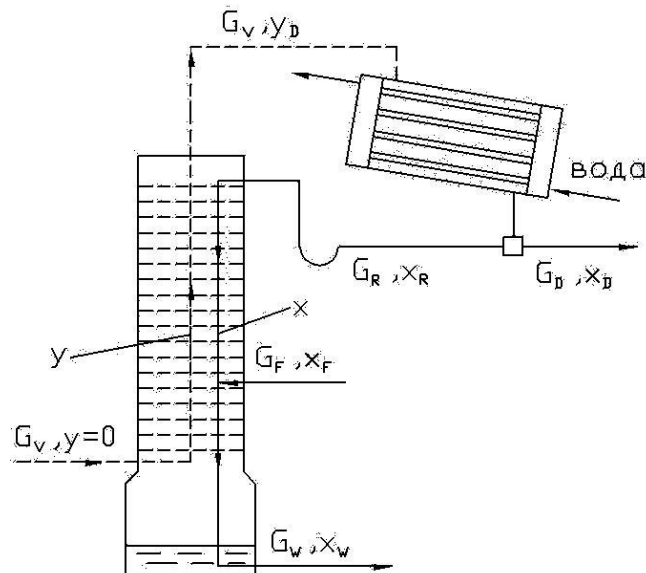


Рис.3.2. К выводу уравнений материального баланса процесса ректификации при обогреве колонны острым паром

G_F , G_D , G_R , G_W , G_V – соответственно мольные расходы исходной смеси, дистиллята, флегмы, кубового остатка и пара; x_F , x_D , x_R , x_W , y_D – соответственно мольные доли низкокипящего компонента в исходной смеси, дистилляте, флегме, кубовом остатке и в паре, поступающем на дефлегматор.

Так как мольный расход пара G_V не изменяется по всей высоте колонны, а изменяется только его состав, то можно составить уравнение материального баланса по всем компонентам, участвующим в процессе (в мольных расходах);

$$G_F + G_V = G_D + G_W \quad (3.4)$$

и уравнение материального баланса по низкокипящему компоненту.

$$G_F x_F = G_D x_D + G_W x_W, \quad (3.5)$$

которое аналогично такому же уравнению при подводе теплоты в процессе глухим паром.

Уравнение материального баланса дефлегматора имеет следующий вид

$$G_V = G_R + G_D = G_D(1 + R), \quad (3.6)$$

а мольный расход кубового остатка определяется как сумма мольных расходов исходной смеси и флегмы, что соответствует мольному расходу жидкости в исчерпывающей части колонны,

$$G_W = G_F + G_R = G_F + R \cdot G_D \quad (3.7)$$

Тогда из уравнения (3.5) с учетом уравнения (3.7) получим мольный расход дистиллята

$$G_D = G_F \frac{x_F - x_W}{x_D + R x_W}, \quad (3.8)$$

а из уравнения (3.7) с учетом уравнения (3.8) мольный расход кубового остатка

$$G_W = G_F \frac{x_D + R x_F}{x_D + R x_W}. \quad (3.9)$$

Мольный расход острого пара определяется уравнением (3.6).

Для того, чтобы провести расчет материальных потоков по уравнениям (3.8), (3.9) и (3.6) необходимо по заданному массовому расходу рассчитать мольный расход исходной смеси

$$G_F = \bar{G}_F / M_{cm}, \quad (3.10)$$

где G_F и $\bar{G}_F$ — соответственно мольный и массовый расходы исходной смеси; M_{cm} — мольная масса исходной смеси, рассчитывается в соответствии с уравнением в табл.6.2 [8].

Проверка результатов вычислений осуществляется по уравнению

$$G_F + G_V = G_D + G_W \quad (3.11)$$

Необходимые для вычислений значения x_D , x_F , x_W и R определены ранее.

В случае выполнения равенства (3.11) мольные расходы дистиллята, кубового остатка и острого пара переводят в массовые расходы:

$$G_i = \bar{G}_i \cdot M_i, \quad (3.12)$$

где $\bar{G}_i$ и G_i — соответственно массовые и мольные расходы дистиллята, кубового остатка и острого пара,

M_i — мольные массы дистиллята, кубового остатка и острого пара соответственно.

В дальнейшем расход греющего (острого) пара следует уточнить при решении уравнения теплового баланса колонны.

3.2.4. Определение числа теоретических ступеней процесса ректификации графическим способом

Для определения числа теоретических тарелок графическим способом на диаграмме $y - x$, на которой изображена линия равновесия (см. раздел 3.1.2) необходимо провести рабочие линии для укрепляющей и исчерпывающей частей колонны.

При обогреве куба ректификационной колонны острым паром уравнения рабочих линий принимают вид:

для укрепляющей части колонны

$$y = \frac{R}{R+1}x + \frac{x_D}{R+1}; \quad (3.13)$$

для исчерпывающей части колонны

$$y = \frac{R+F}{R+1}x - \frac{R+F}{R+1}x_w. \quad (3.14)$$

Обозначение всех величин в этих формулах аналогичны обозначениям формул (3.2) и (3.3). При этом уравнения рабочих линий для укрепляющей части колонны в случае подачи глухого и острого пара идентичны, отличаются только уравнения для исчерпывающей части колонны.

Уравнения (3.13) и (3.14) – уравнения прямых линий. Рабочая линия укрепляющей части колонны выходит из точки на диагонали квадрата с абсциссой x_D и отсекает на оси ординат отрезок $S = x_D/(R+1)$, а рабочая линия исчерпывающей части колонны пересекает ось абсцисс при x_w . Обе линии пересекаются при x_F , если исходная смесь поступает в колонну при температуре кипения.

Последовательность построения рабочих линий следующая:

- при $x=x_D$ находят точку А на диагонали квадрата;
- откладывают отрезок S на оси ординат (точка D);
- соединяют пунктирной линией точки А и D;
- при $x=x_w$ находят точку С на оси абсцисс;
- при $x=x_F$ находят точку В на линии AD;
- соединяют сплошной линией точки А и В – это рабочая линия укрепляющей части колонны;
- соединяют сплошной линией точки С и В – это рабочая линия исчерпывающей части колонны.

Для теоретической тарелки составы по низкокипящему компоненту пара, уходящего с тарелки, и жидкости, стекающей с нее, находятся в равновесии. Поэтому число теоретических тарелок (ступеней процесса) графически получают путем проведения вертикальных и горизонтальных отрезков между рабочими линиями и линией равновесия. Вертикальные отрезки характеризуют изменения состава паровой фазы, а горизонтальные – жидкой фазы на теоретической тарелке.

Построение ступенчатого графика начинают из точки на оси абсцисс при $x=x_w$, из которой проводят вертикальный отрезок до пересечения с ли-

нией равновесия. Из точки пересечений проводят горизонтальный отрезок до пересечений с рабочей линией (получают первую теоретическую тарелку). В дальнейшем продолжают построение вертикальных и горизонтальных отрезков из точек пересечения их с линией равновесия и рабочими линиями до тех пор пока последний горизонтальный отрезок не пересечет диагональ квадрата выше $x=x_D$. Пронумеровав все полученные ступени, получают эффективность колонны в теоретических тарелках. Очевидно, что эффективность в теоретических тарелках как в исчерпывающей, так и в укрепляющей частях колонны и в целом по колонне может выражаться как целым, так и дробным числом.

Ввиду очень малой концентрации низкокипящего компонента в кубовом остатке x_w , графическое построение ступеней процесса необходимо проводить при увеличении масштаба в области малых концентраций x . Первоначально следует увеличить масштаб нижнего левого угла диаграммы y - x в 100 раз (рис.3.3), на нем построить одну или две первые ступени. Затем увеличить масштаб в 10 раз (рис.3.4) и продолжить построение ступеней процесса, то же и при увеличении масштаба в 2,5 раза (рис.3.5). В дальнейшем возможно построение ступеней на основной диаграмме y - x до численного значения $x \cong 0,75$ (рис.4.6).

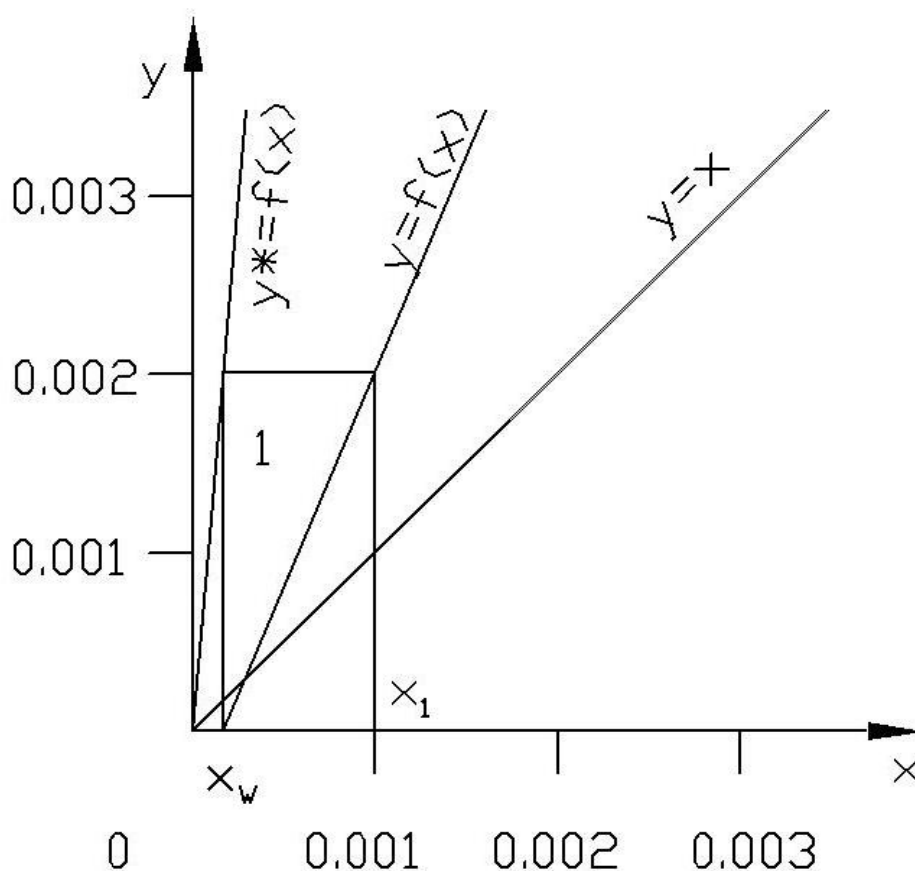


Рис.3.3. Увеличение масштаба в 100 раз

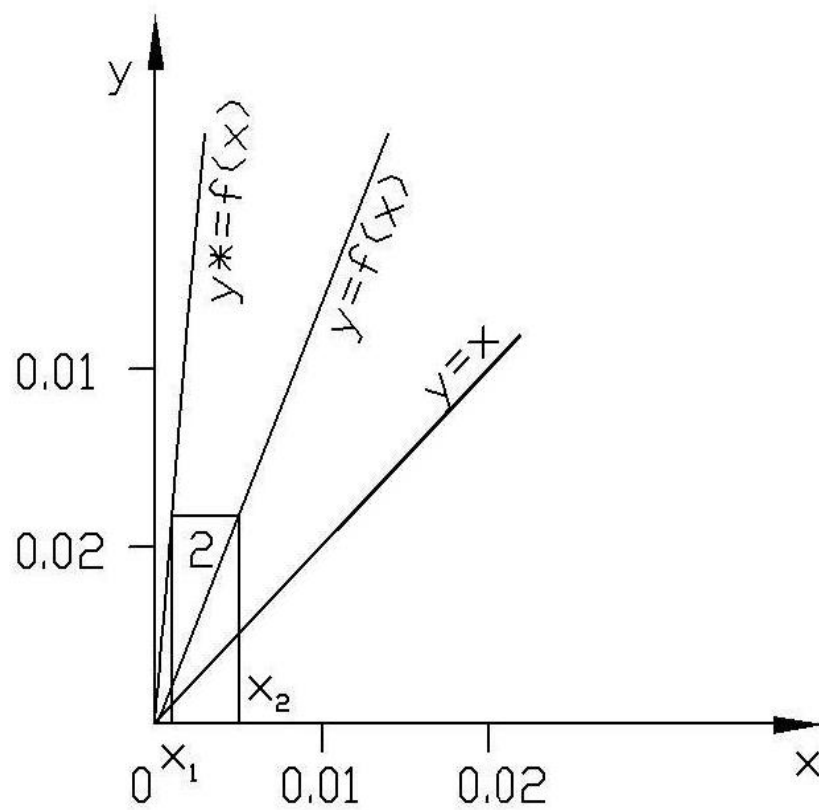


Рис. 3.4. Увеличение масштаба в 10 раз (значение x_1 переносится с рис. 3.3)

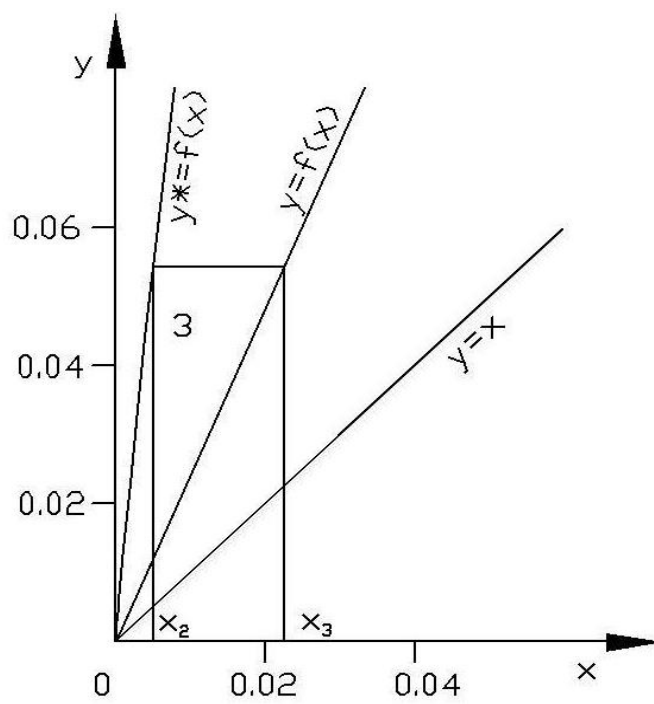


Рис 3.5. Увеличение масштаба в 2,5 раза (значение x_2 переносится с рис 3.4)

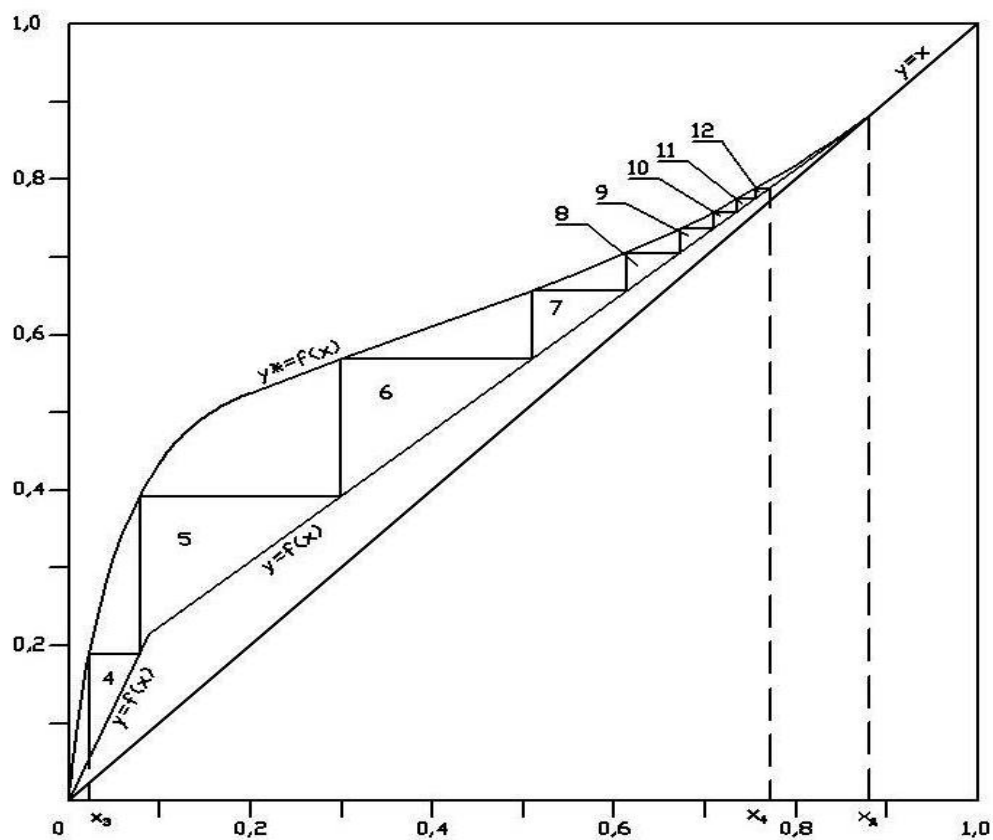


Рис 3.6. Основная диаграмма y - x (значение x_3 переносится с рис.3.5)

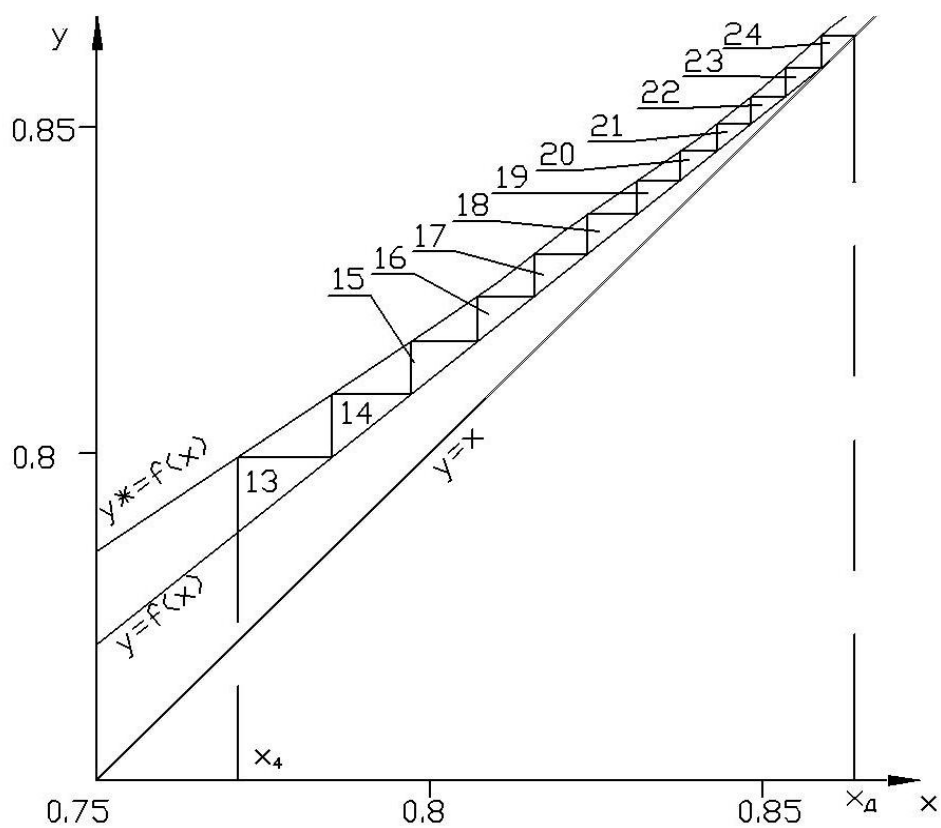


Рис 3.7. Увеличение масштаба в 5 раз (значение x_4 переносится с рис.3.6)

Дальнейшее построение процесса на основной диаграмме приводит к значительной погрешности ввиду того, что линия равновесия при $x > 0,75$ очень близка к рабочей линии укрепляющей части колонны. Поэтому целесообразно закончить построение теоретических ступеней процесса увеличив масштаб верхнего правого угла диаграммы $y-x$ (до точки азеотропа) в 5 раз (рис.3.7).

На рис. 3.3-3.7 показаны примеры построения теоретических ступеней процесса.

Полученное значение числа теоретических тарелок должно быть идентичным числу теоретических тарелок, определённых при оптимизации процесса на ЭВМ.

3.2.5. Вычисление числа действительных тарелок

На теоретической тарелке предполагают, что пар, уходящий с тарелки, находится в равновесии с жидкостью на этой тарелке (при графическом определении числа теоретических тарелок – это вертикальные отрезки между рабочей линией и линией равновесия). На практике это неосуществимо и содержание низкокипящего компонента в паровой фазе никогда не достигает равновесного состояния. Отношение реального изменения концентраций низкокипящего компонента в паровой фазе, уходящей с тарелки y_2 и поступающей на нее y_1 , к максимально возможному изменению $(y_2^* - y_1)$, где y_2^* – концентрация низкокипящего компонента в уходящем с тарелки паре, находящемся в равновесии с жидкостью на ней, представляет коэффициент полезного действия тарелки η_T . Следовательно,

$$\eta_T = \frac{y_2 - y_1}{y_2^* - y_1}.$$

Любая из тарелок укрепляющей и исчерпывающей частей колонны имеет свое значение η_T , что значительно усложняет расчет. С целью упрощения расчет чаще проводят, вводя понятие коэффициент полезного действия колонны η , который представляет собой усредненное значение η_T . Тогда число действительных тарелок в верхней части колонны составит $n_v = n_{ТВ} / \eta$, а в нижней $n_n = n_{ТВ} / \eta$. Если $n_{ТВ}$ и $n_{ТВ}$ чаще всего дробные числа, то n_v и n_n – целые числа с округлением всегда в большую сторону. Общее число тарелок в колонне составит $n = n_v + n_n$.

Таким образом для определения числа действительных тарелок необходимо знать η колонны. Наибольшая точность расчета обеспечивается при наличии экспериментальных данных для колонн, условия разделения в которых близки к заданным. Экспериментальные данные представлены в справочнике [17]. Для многоколпачковых тарелок спиртовых колонн (в частности при разделении смеси этиловый спирт – вода), работающих при атмосферном давлении, рекомендуемое значение $\eta = 0,47$ [18].

При отсутствии сведений о значении η для разделяемой смеси можно пользоваться полученной опытным путем диаграммой на рис.7.4[8].

3.2.6. Определение размеров колонны

Ориентировочный диаметр колонны D определяют из уравнения объемного расхода

$$D = \sqrt{\frac{V}{0,785 \cdot w_n}}, \quad (3.15)$$

где V – объемный расход пара, $\text{м}^3/\text{с}$; w_n – скорость пара, отнесенная к полному поперечному сечению колонны, $\text{м}/\text{с}$.

Вследствие различия скоростей и расходов пара в колонне диаметры укрепляющей и исчерпывающей частей колонны различаются между собой. Поэтому рассчитывают диаметры для верхней и нижней частей колонны, а в дальнейшем, как правило, выбирают стандартный аппарат одного диаметра по большему из рассчитанных значений и уточняют значения скоростей пара в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны.

Таким образом, для расчета диаметра колонны необходимо рассчитать следующие параметры.

Средние мольные доли низкокипящего компонента в жидкости:

а) в верхней части колонны

$$x'_{cp} = (x_D + x_F) / 2;$$

б) в нижней части колонны

$$x''_{cp} = (x_F + x_w) / 2.$$

Средние мольные доли низкокипящего компонента в паровой фазе рассчитываются по уравнениям (3.13) и (3.14) рабочих линий (при подаче в колонну острого пара) при средних значениях x'_{cp} и x''_{cp} для верхней y'_{cp} и нижней y''_{cp} частей колонны.

Средние температуры пара в верхней t'_{cp} и в нижней t''_{cp} частях колонны определяют по $t - x, y$ диаграмме, построенной ранее, используя значения y'_{cp} и y''_{cp} (на линии конденсации).

Средние мольные массы пара для верхней (M'_{cp}) и нижней (M''_{cp}) частей колонны:

$$\begin{aligned} M'_{cp} &= y'_{cp} \cdot M_{нк} + (1 - y'_{cp}) M_{вк} \\ M''_{cp} &= y''_{cp} \cdot M_{нк} + (1 - y''_{cp}) M_{вк}, \end{aligned}$$

где $M_{нк}$ и $M_{вк}$ – соответственно мольные массы низкокипящего и высококипящего компонентов.

Средние плотности пара в верхней (ρ'_{cp}) и в нижней (ρ''_{cp}) частях колонны рассчитывают по уравнению Клапейрона:

$$\rho_{cp} = \frac{M_{cp}}{22,4} \cdot \frac{T_o P}{T_{cp} P_o},$$

где $T_o=273$ К, а $P_o=760$ мм рт.ст. – параметры, соответствующие нормальным условиям; $T_{cp} = (t_{cp}+273)$ К – средняя температура пара в верхней и нижней частях колонны; P – рабочее давление в колонне, мм рт.ст.

Если колонна работает при атмосферном давлении, то в первом приближении можно принять $P=P_o$.

Средние температуры жидкости в верхней $t'_{ж}$ и в нижней $t''_{ж}$ частях колонны определяют по $t - x$, y диаграмме по значениям x'_{cp} и x''_{cp} (на линии кипения).

При средних температурах жидкости $t'_{ж}$ и $t''_{ж}$, применяя линейную интерполяцию, по табл. XXXIX [8] определяют плотности воды ρ'_6 и ρ''_6 , а по табл. IV [8] плотности второго компонента смеси (этилового спирта) ρ'_3 и ρ''_3 .

Средние массовые доли низкокипящего компонента в жидкости:

а) в верхней части колонны

$$\bar{x}'_{cp} = (\bar{x}_D + \bar{x}_F) / 2,$$

б) в нижней части колонны

$$\bar{x}''_{cp} = (\bar{x}_F + \bar{x}_w) / 2;$$

где $\bar{x}_F$, $\bar{x}_D$ и $\bar{x}_w$ – массовые доли низкокипящего компонента в исходной смеси, дистилляте и кубовом остатке.

Средние плотности жидкости в верхней $\rho'_{ж}$ и в нижней $\rho''_{ж}$ частях колонны рассчитывают по уравнению

$$\frac{1}{\rho_{ж}} = \frac{\bar{x}_{cp}}{\rho_3} + \frac{1 - \bar{x}_{cp}}{\rho_B}.$$

Учитывая, что в нижней и верхней частях колонны $\rho_{ж} \gg \rho_{п}$, рекомендуемую скорость пара для обеих частей колонны рассчитывают по формуле

$$w = C \sqrt{\rho_{ж} / \rho_{п}},$$

где C – коэффициент, зависящий от конструкции тарелок, расстояния h между ними, рабочего давления в колонне и нагрузки колонны по жидкости, определяют по рис. 7.2. [8].

Расстояние h между тарелками выбирают по нормам [12, табл. 14.14, с. 432].

Объемный расход проходящего по колонне, работающей при атмосферном давлении, пара при средней его температуре в колонне $T_{cp} = [(t'_{cp} + t''_{cp}) / 2] + 273$ К составит

$$V = \frac{\bar{G}_D(R+1) \cdot 22,4 \cdot T_{cp}}{M_D \cdot T_O},$$

где M_D – мольная масса дистиллята, рассчитанная в разделе 1.3.

После расчета по уравнению (3.15) диаметров колонны для верхней и нижней ее частей по большему значению диаметра в соответствии с имеющимися нормами [12, с.211] выбирают тип колонны $sD_n > D_{расч.}$. По выбранному диаметру D_n уточняют значения скорости пара $w = V / (0,785 \cdot D_n^2)$ в колонне и выписывают ее основные конструктивные размеры.

Высота тарельчатой (расстояние между верхней и нижней тарелками) части колонны равна

$$H_T = (n-1)h,$$

где n – общее число тарелок в колонне, рассчитанное в разделе 1.5.

Общая высота колонны $H_K = H_T + H_{KH} + H_{KB}$,

где H_{KH} – высота нижней (кубовой) камеры, H_{KB} – высота верхней (сепарационной) камеры.

Ориентировочно принимают

$$H_{KH} = (1,5 \div 2)D_n, \quad H_{KB} = (0,5 \div 1)D_n,$$

где D_n – диаметр аппарата, выбранного по нормам.

3.2.7. Тепловые расчеты установки

Целью тепловых расчетов является:

- уточнение расхода острого пара, определенного в разделе 1.3 (с учетом тепловых потерь в окружающую среду);
- определение расхода греющего пара в подогревателе исходной смеси, поступающей в колонну;
- определение расходов охлаждающей воды в дефлегматоре и холодильниках дистиллята и кубового остатка.

Уточнение расхода острого пара $\bar{G}_{оп}$, подаваемого под нижнюю тарелку колонны, осуществляется из уравнения теплового баланса колонны при подаче в нее острого пара

$$\bar{G}_{II} I_i + G_F c_F t_F = Q_{\bar{a}} + \bar{G}_D c_D t_D + \bar{G}_W c_W t_W + Q_{\bar{II}0}, \quad (3.16)$$

где $\bar{G}_F$, $\bar{G}_D$, $\bar{G}_W$ – массовые расходы исходной смеси, дистиллята и кубового остатка, определенные в разд. 3.1.3.; I_{II} – энтальпия острого пара при давлении p_K в кубе колонны; c_F , c_D , c_W – удельные теплоемкости исходной смеси, дистиллята и кубового остатка при соответствующих их температурах t_F , t_D и t_W ; t_F – температура кипения исходной смеси, определенная по $t-x, y$ диаграмме при x_F (линия кипения); t_D – температура дистиллята, определенная по $t-x, y$ диаграмме при x_D (линия кипения); t_W – температура кубового остатка в кубе колонны при давлении P_K (определяется по

табл. XXXIX); Q_d - расход теплоты, отдаваемой охлаждающей воде в дефлегматоре; $Q_{пот}$ -тепловые потери в окружающую среду.

Расход теплоты, отдаваемой охлаждающей воде в дефлегматоре, определяется зависимостью

$$Q_d = \bar{G}_D \cdot (1 + R) \cdot r_D, \quad (3.17)$$

где r_D – удельная теплота конденсации паровой смеси в дефлегматоре.

По правилу аддитивности

$$r_D = r_3 \cdot \bar{x}_D + r_B \cdot (1 - \bar{x}_D),$$

где r_3 и r_B – удельные теплоты конденсации этилового спирта и воды при температуре t_D .

Применяя линейную интерполяцию, значение r_3 находят по табл. XLV [8], а r_B – по табл. LVI [8].

Уточненный расход острого пара с учетом тепловых потерь $Q_{пот}$ в размере $w_{п} = (3 \div 5)\%$ от полезно затрачиваемой теплоты в соответствии с уравнением (3.16) составит

$$G_{оп} = (1 + w_{п}/100)(Q_d + \bar{G}_D \cdot c_D \cdot t_D + \bar{G} \cdot W_c \cdot W_t \cdot W - \bar{G}_F \cdot c_F \cdot t_F) / (I_{п} \cdot (1 - \phi)),$$

где ϕ - влажность пара в долях (принимают $\phi = 0,02 \div 0,05$), $(1 - \phi)$ – сухость пара.

С учетом, что сопротивление одной колпачковой тарелки Δp_T составляет около 800 Па, давление в кубе колонны приблизительно равно

$$P_K = P_{атм} + n \cdot \Delta p_T,$$

где $P_{атм} = 101300$ Па (760 мм рт.ст.); n – число действительных тарелок в колонне.

Размерность давления P_K переводят (с точностью до одной десятой с округлением в большую сторону) в кгс/см²(ат) и по табл. LVII [8], применяя линейную интерполяцию, находят $I_{п}$ и t_W .

Удельные теплоемкости c_D, c_W и c_F рассчитывают по правилу аддитивности

$$c_D = c'_3 \bar{x}_D + c'_6 (1 - \bar{x}_D),$$

$$c_W = c''_3 \bar{x}_W + c''_6 (1 - \bar{x}_W),$$

$$c_F = c'''_3 \bar{x}_F + c'''_6 (1 - \bar{x}_F),$$

где c'_3, c'_6 и c''_3, c''_6 и c'''_3, c'''_6 - удельные теплоемкости этилового спирта при температурах t_D, t_W и t_F , соответственно, определяют по номограмме рис. X1 [8], а c'_6, c''_6 и c'''_6 – удельные теплоемкости воды при тех же температурах по табл. XXXIX [8]; $\bar{x}_D, \bar{x}_W, \bar{x}_F$ – массовые доли низкокипящего компонента в дистилляте, кубовом остатке и в исходной смеси.

Расход теплоты в паровом подогревателе 3 (рис.3.1) исходной смеси при нагреве ее до температуры кипения t_F составит

$$Q_{\text{под}} = (1 + w_{\text{п}}/100) \cdot \bar{G}_F \cdot c'_F (t_F - t_0),$$

где $w_{\text{п}}$ – процентная доля тепловых потерь (аналогична ранее принятому значению); t_0 – начальная температура исходной смеси (по заданию); c'_F – удельная теплоемкость исходной смеси, определенная по правилу аддитивности, при средней температуре $(t_F + t_0)/2$.

Расход греющего пара в подогревателе исходной смеси (с давлением и влажностью острого пара) равен

$$\bar{G}_{\text{пг}} = \frac{Q_{\text{под}}}{r_{\text{п}} \cdot (1 - \varphi)},$$

где $r_{\text{п}}$ – удельная теплота конденсации греющего пара при давлении $P_{\text{п}} = P_{\text{к}}$, определяемая по табл. LVII[8].

Общий расход пара на установку

$$\bar{G}_{\text{п}} = \bar{G}_{\text{оп}} + \bar{G}_{\text{пп}}.$$

При расчете расходов воды, подаваемой на дефлегматор и в холодильник для охлаждения дистиллята и кубового остатка, необходимо задаться ее начальной температурой. Так как в курсовом проекте не указано конкретное географическое место, для которого проектируется установка, то принимаем температуру $t_{\text{н}} = (15 \div 25)^{\circ}\text{C}$ (наиболее плохие условия теплообмена в летний период, зимой расход воды уменьшается).

Во всех трех теплообменных аппаратах поступающая в них вода нагревается до какой-то температуры $t_{\text{к}}$.

Максимально вода в дефлегматоре может нагреться до $t_{\text{к}}$, которая на $(10 \div 20)^{\circ}\text{C}$ меньше $t_{\text{Д}}$ (температуры конденсации пара в дефлегматоре). Разность $(t_{\text{Д}} - t_{\text{к}})$ – движущая сила в аппарате на выходе из него не может быть меньше 10°C , иначе резко возрастает требуемая поверхность конденсации и габариты дефлегматора.

Такая же $t'_{\text{к}}$ и по тем же причинам (при противоточном движении теплоносителей) будет на выходе воды из холодильника дистиллята.

Температура воды $t''_{\text{к}}$ на выходе ее из холодильника кубового остатка (при противоточном движении теплоносителей) принимается на $(10 \div 20)^{\circ}\text{C}$ меньше t_{W} (температуры кубовой жидкости).

Температуры охлажденных дистиллята $t'_{\text{Д}}$ и кубового остатка t'_{W} могут быть приняты на $(10 \div 20)^{\circ}\text{C}$ больше $t_{\text{н}}$ (при противотоке теплоносителей).

Количество теплоты $Q_{\text{д}}$, которое принимает вода от конденсирующегося в дефлегматоре пара, определено ранее, а расходы теплоты, которые вода принимает в холодильнике дистиллята $Q_{\text{хд}}$ и в холодильнике кубового остатка $Q_{\text{хк}}$, составят

$$Q_{\text{хд}} = \bar{G}_{\text{Д}} \cdot c'_{\text{Д}} (t_{\text{Д}} - t'_{\text{Д}}) \text{ и } Q_{\text{хк}} = \bar{G}_{\text{W}} \cdot c'_{\text{W}} (t_{\text{W}} - t'_{\text{W}}),$$

где c'_D и c'_W - теплоемкости дистиллята и кубового остатка, рассчитанные по правилу аддитивности, при средних температурах $(t_D+t'_D)/2$ и $(t_W+t'_W)/2$, соответственно.

Расходы охлаждающей воды:

в дефлегматоре

$$G_{\epsilon} = \frac{Q_{\partial}}{c_{\epsilon}(t_{\kappa} - t_{\text{н}})} ;$$

в холодильнике дистиллята

$$G'_{\epsilon} = \frac{Q_{\text{хд}}}{c'_{\epsilon}(t'_{\kappa} - t_{\text{н}})} ;$$

в холодильнике кубового остатка

$$G''_{\epsilon} = \frac{Q_{\text{хк}}}{c''_{\epsilon}(t'_{\kappa} - t_{\text{н}})} ,$$

где G_{ϵ} , G'_{ϵ} и G''_{ϵ} – теплоемкости воды при средней ее температуре в соответствующих аппаратах.

Вода из этих трех аппаратов может быть направлена в систему горячего водоснабжения. Составьте уравнения материального и теплового балансов и определите сколько всего воды и с какой температурой может быть направлено в систему горячего водоснабжения.

3.3. Расчет вспомогательного оборудования

В этом разделе необходимо рассчитать и выбрать по ГОСТам и стандартам:

- диаметры трубопроводов для подачи в аппарат острого пара, исходной смеси и флегмы и для отвода пара на дефлегматор, дистиллята и кубового остатка;
- теплообменные аппараты (подогреватель исходной смеси, дефлегматор и холодильники дистиллята и кубового остатка). В задании на курсовой проект могут быть указаны не все аппараты;
- насос для подачи на установку исходной смеси.

3.3.1. Расчет трубопроводов

Внутренний диаметр трубопровода D для жидких или паровых фаз всегда определяется исходя из уравнения объемного расхода

$$D = \sqrt{\frac{V}{0,785w}} , \quad (3.18)$$

где V – объемный расход, w – скорость движения жидкости или пара.

Объемные расходы материальных потоков (исходной смеси, пара на дефлегматор, флегмы, дистиллята, кубового остатка, острого пара) равны

$$V = \bar{G} / \rho,$$

где $\bar{G}$ – массовые расходы; ρ – плотности материальных потоков.

Известны или рассчитаны ранее массовые расходы исходной смеси (см. задание), дистиллята, кубового остатка, острого пара (разд.3.3.). Массовый расход флегмы равен $\bar{G}_R = R \cdot \bar{G}_D$, а массовый расход пара на дефлегматор

$$\bar{G}_V = \bar{G}_R + \bar{G}_D = \bar{G}_D(1 + R)$$

Плотности исходной смеси, дистиллята, кубового остатка и флегмы при соответствующих температурах t_F , t_D , t_W и $t_R = t_D$ рассчитываются по уравнению

$$\frac{1}{\rho} = \frac{\bar{x}}{\rho_{\text{э}}} + \frac{1 - \bar{x}}{\rho_{\text{в}}}, \quad (3.19)$$

где ρ – искомая плотность соответствующего материального потока;

$\bar{x}$ – массовые доли низкокипящего компонента в соответствующем материальном потоке; $\rho_{\text{э}}$ – плотности низкокипящего компонента (этиловый спирт) при соответствующих температурах материального потока, найденные по табл.IV[8] путем линейной интерполяции; $\rho_{\text{в}}$ – плотности высококипящего компонента (вода), найденные по табл.XXXIX [8] путем линейной интерполяции.

Плотность острого пара при давлении P_k находят путем линейной интерполяции по табл.LVII[8].

Плотность пара на дефлегматор определяют по уравнению

$$\rho_n = \frac{M_D}{22,4} \cdot \frac{273P}{T \cdot P_0},$$

где M_D – молярная масса пара на выходе из колонны; $T = (t_D + 273)$ К – температура пара (t_D определяется по $t - x, y$ диаграмме при $y_D = x_D$ на линии конденсации); $P = P_0$, так как колонна работает при атмосферном давлении.

Скорости материальных потоков выбирают по табл.1.1 [8] или по данным раздела 3.2 [12]. При этом считают, что движение флегмы, дистиллята и кубового остатка происходит самотеком, а движение исходной смеси под напором. Скорость пара выбирают по давлению.

Расчет внутренних диаметров трубопроводов по формуле (3.18) проводится последовательно для всех материальных потоков, указанных ранее. По рассчитанным значениям D выбирают стандартные трубопроводы из раздела 3.2 [12] и уточняют значения реальных скоростей материальных потоков.

3.3.2. Расчет теплообменной аппаратуры

Нагрев исходной смеси до температуры кипения можно проводить в пластинчатом теплообменном аппарате, пример расчета которого рассмотрен в разд. 2.4.3 (с.73) [12]. Ранее, в разделе 1.7 было рассчитано количество теплоты $Q_{\text{под}}$, которое необходимо подвести с греющим паром давлением P_k , и определены его энтальпия I_p , скрытая теплота конденсации r_p и температура конденсата t_w , при которой по табл. XXXIX [8], применяя линейную интерполяцию, находят плотность, вязкость, теплопроводность и критерий P_r для конденсата греющего пара. Также был рассчитан и расход греющего пара $\bar{G}_{\text{пп}}$. Теплофизические свойства исходной смеси (плотность ρ_2 , вязкость μ_2 , теплопроводность λ_2 и теплоемкость c_2) определяют при средней ее температуре $t_2 = (t_0 + t_F)/2$ по правилу аддитивности, используя массовые доли компонентов в исходной смеси. Если исходная смесь этиловый спирт – вода, то соответствующие теплофизические свойства при t_2 для воды, применяя линейную интерполяцию, определяют по табл. XXXIX [8], а для этилового спирта, применяя линейную интерполяцию, при t_2 находят: плотность по табл. IV [8] и вязкость по табл. IX [8], а также теплопроводность по рис. X [8] и теплоемкость по рис. XI [8] (не забывая переводить размерности величин в систему СИ). При работе аппарата на поверхности пластин происходит отложение загрязнений. Тепловую проводимость образовавшихся загрязнений $1/\gamma_3$, которая необходима при расчете коэффициента теплопередачи K , определяют по данным табл. 2.2 [12] или табл. XXXI [8].

Дефлегматором, т.е. аппаратом, в котором конденсируется пар, выходящий из колонны, может быть кожухотрубный теплообменный аппарат с вертикальным расположением труб. Пар из колонны поступает в межтрубное пространство, а охлаждающая вода проходит по трубам. Из ранее проведенных расчетов известны: массовый расход пара $\bar{G}_V$, его удельная теплота конденсации r_D , плотность пара ρ_p и температура конденсации t_D , а также расход теплоты Q_d , отдаваемой охлаждающей воде в дефлегматоре, расход охлаждающей воды G_b , ее начальная t_n и конечная t_k температуры. Необходимые для расчета теплофизические свойства конденсата при температуре конденсации t_D определяются по аналогии с расчетом теплофизических свойств исходной смеси при соответствующих массовых долях компонентов смеси в дистилляте. Теплофизические свойства воды определяются при ее средней температуре $t_{cp} = (t_k + t_n)/2$. Пример расчета аналогичного дефлегматора приведен в п. 2.4.4 (с.74) [12].

Холодильники дистиллята и кубового остатка представляют собой кожухотрубные теплообменные аппараты с горизонтальным расположением труб. Пример их расчета приведен в разд. 2.4.1 (с.66) [12]. Все массовые расходы, расходы теплоты, а также начальные и конечные температуры обоих теплоносителей в каждом холодильнике определены ранее. Теплофизические свойства дистиллята, кубового остатка и воды определяются

при их средних температурах по методикам, указанным в расчетах подогревателя исходной смеси и дефлегматора. Сопоставление вариантов по гидравлическим сопротивлениям не проводится.

3.3.3. Расчет и выбор насоса для подачи исходной смеси на установку

Выбор насоса производится по двум параметрам: объемной производительности и сопротивлению сети, на которую работает насос.

Для расчета объемного расхода исходной смеси при известном массовом расходе $\bar{G}_F$ необходимо рассчитать ее плотность ρ_o при заданной температуре t_o по формуле (3.19). Тогда объемный расход составит $V_F = \bar{G}_F / \rho_o$

Сопротивление сети ΔP_c равно

$$\Delta P_c = \rho_o g H_z + \left(1 + \frac{\lambda_T l_T}{d_T} + \Sigma \zeta_T\right) \frac{\rho_o w_T^2}{2} + \Delta P_{под} + \Delta P_{доп}, \quad (3.20)$$

где H_z – геометрическая высота подъема смеси из хранилища до тарелки питания; λ_T – коэффициент гидравлического трения при движении жидкости в трубопроводе; l_T – длина трубопровода; d_T – внутренний диаметр трубопровода; $\Sigma \zeta_T$ – суммарное значение коэффициентов местных сопротивлений трубопровода; w_T – скорость движения исходной смеси в трубопроводе; $\Delta P_{под}$ – гидравлическое сопротивление подогревателя исходной смеси; $\Delta P_{доп}$ – гидравлическое сопротивление всех тарелок, расположенных выше тарелки питания.

Так как в задании на проектирование не дается план расположения оборудования в цехе, то некоторыми физическими параметрами задаемся условно.

Принимаем длину трубопровода l_T в интервале от 20 до 40 м. Трубопровод имеет от 6 до 10 отводов (поворотов), для которых значение коэффициента местного сопротивления находят по табл. XIII [8], принимая значения φ и R_o/d . Из той же таблицы определяют значение коэффициента местного сопротивления для диафрагмы, установленной на трубопроводе для контроля расхода исходной смеси, а также коэффициенты местных сопротивлений для вентиля в количестве от 2 до 4 штук. В суммарное значение коэффициентов местных сопротивлений включают также вход исходной смеси в подогреватель и в колонну на тарелку питания и выход из подогревателя в трубопровод.

Геометрическая высота H_z подъема исходной смеси определяется следующим условием

$$H_z = H_{п} + H_{кн} + h (n_n - 1),$$

где $H_{п}$ – высота подставки, на которую устанавливают колонну, принимаем $H_{п}=1,2$ м; $H_{кн}$ – высота нижней (кубовой) камеры, рассчитана в разд. 1.6.; h – расстояние между тарелками, принято ранее; n_n – число тарелок в нижней части колонны, рассчитано в разд. 3.5.

Значение w_T уточнено в разд. 2.1 после выбора стандартного трубопровода для подачи исходной смеси.

Значение λ_T зависит от режима движения жидкости по трубопроводу. Поэтому необходимо рассчитать критерий Рейнольдса $Re = w_T d_T \rho_o / \mu$. Коэффициент динамической вязкости μ путем линейных интерполяций находят по табл. IX при $\bar{x}_F$ и t_o . Если $\bar{x}_F < 20 \%$, то интерполяцию проводят с учетом вязкости воды (табл. VI) [8] при t_o .

После установления режима движения жидкости λ_T либо находят по рис. 1.5 [8] либо вычисляют по известным формулам [8].

Гидравлическое сопротивление пластинчатого подогревателя исходной смеси $\Delta P_{\text{под}}$ рассчитано в разд. 2.2., а гидравлическое сопротивление тарелок, расположенных выше тарелки питания, $\Delta P_{\text{доп}}$ рассчитывают по формуле

$$\Delta P_{\text{доп}} = n_v \cdot \Delta P_{\text{тар}},$$

где n_v число тарелок в укрепляющей части колонны, рассчитано в разд. 1.5.; $\Delta P_{\text{тар}}$ -сопротивление одной тарелки было установлено в разд. 1.7.

Для преодоления гидравлического сопротивления сети ΔP_c потребуется обеспечить напор $H_c = \Delta P_c / \rho_o g$ в метрах столба жидкости.

Выбор насоса осуществляется по данным Приложения 1.1, с. 38 [12] при условии: Q и H для насоса должны быть несколько больше рассчитанных значений V_F и H_c .

3.4. Лабораторная работа

Исследование работы ректификационной колонны

Цель работы: Ознакомиться с основными особенностями работы и расчета процесса ректификации на примере насадочной колонны, работающей в режиме полного возврата флегмы; провести полный гидравлический расчет и подобрать стандартизованную ректификационную колонну.

3.4.1. Описание экспериментальной установки

Схема экспериментальной установки изображена на рис. 3.8. Ректификационная установка состоит из колонны 1, заполненной насадкой из нихромовой проволоки диаметром 0,3 мм в виде спиралей диаметром 3 мм и длиной 2-3 мм, куба-испарителя 2 с раствором этилового спирта в воде, расположенного в глицериновой бане 3, и конденсаторов-дефлегматоров 11, выполненных в виде теплообменников типа «труба в трубе». Колонна I через конденсаторы 11 свободно соединяется с атмосферой.

Колонна 1 и куб-испаритель 2 имеют независимые теплообогревы 10 и 4. Напряжение на электрообогрев 10 колонны подается с целью компенсации тепловых потерь в окружающую среду при ее работе, регулируется автотрансформатором 9, а сила тока контролируется амперметром 8. Напряжение на электронагреватель 4 а глицериновой бане подается через реле 6, связан-

ное с контактным термометром 5, что обеспечивает в глицериновой бане постоянную температуру, значение которой устанавливается по контактному термометру.

Установка оснащена следующими приборами: термометрами 7 для измерения температуры в кубе-испарителе и наверху колонны и манометром 12 для измерения избыточного давления в кубе-испарителе.

Для измерения расхода и температуры воды на выходе из дефлегматоров 11 к установке прилагаются мерный цилиндр, секундомер и термометр.

3.4.2. Методика проведения работы

Перед началом эксперимента вместе с лаборантом необходимо проверить уровень глицерина в бане и правильность установки температуры по контактному термометру, закрыть кран 13 и подсоединить шланг от крана 14 к линии подачи воды на конденсаторы, а также измерить атмосферное давление по инспекторскому барометру.

Открыть кран 14 для подачи воды на конденсаторы, включить обогрев глицериновой бани и ректификационной колонны.

В процессе выполнения работы через каждые 5 минут снимать значения температур с точностью до $0,1^{\circ}\text{C}$ в кубе-испарителе, наверху колонны и воды на выходе из конденсаторов до тех пор, пока во всех точках показания термометров не будут изменяться в течение трех последовательных измерений. Это означает, что установка вышла на стандартный установившийся режим работы.

В установившемся режиме работы установки открывается кран 13 и измеряется давление в кубе колонны, а также определяется время заполнения мерного цилиндра водой из конденсаторов.

Кроме того, для выполнения расчетов необходимо зафиксировать следующие показатели: атмосферное давление – P_a , Мбар, мм.рт.ст.; избыточное давление в кубе-испарителе P_k Па; мм. рт. ст.; время заполнения мерного цилиндра объемом V (литры)водой из конденсаторов τ ,с температурой воздуха в помещении, t_{cp} $^{\circ}\text{C}$.

Результаты наблюдений записываются в табл. 3.3.

Таблица 3.3

Результаты измерений

Время от начала работы установки, мин	Температура, $^{\circ}\text{C}$		
	в кубе-испарителе	наверху колонны	воды на выходе из конденсаторов

После выполнения работы выключить обогревы ректификационной колонны и глицериновой бани. Подачу воды на конденсаторы можно прекра-

тить только после снижения температуры наверху колонны до 20°C и в глицериновой бане до 90°C.

3.4.3. Обработка экспериментальных данных

Для обработки данных по $t - X$, U - диаграмме необходимо провести для стационарного режима работы установки корректировку полученных значений температур в кубе-испарителе и наверху колонны (рис.3.9).

Необходимость корректировки температур определяется двумя причинами.

Во-первых, диаграмма $t - X$, U -построена для давления 760 мм.рт.ст. При проведении эксперимента давление отличается от указанной величины и изменяется по высоте колонны, а температура кипения компонентов зависит от давления.

Во-вторых, при заводской градуировке термометров столбик ртути, показывающий значение температуры, полностью погружен в жидкость. При измерении температуры на установке часть столбика ртути находится на воздухе, это приводит к тому, что измеренное значение температуры на установке оказывается ниже ее истинного значения, поскольку объем, занимаемый столбиком ртути, зависит от ее температуры.

Температурная поправка, связанная с изменением давления, рассчитывается по формулам:

$$\text{для верха колонны:} \quad \Delta t_{PB} = 0,033 \cdot (760 - P_a) \quad (3.21)$$

$$\text{для куба-испарителя:} \quad \Delta t_{PK} = 0,037 \cdot (760 - P_a + P_k) \quad (3.22)$$

где P_a - атмосферное давление, при котором проводился эксперимент, мм. рт.ст.;

P_k - избыточное давление в кубе-испарителе, мм. рт.ст.;

0,033- коэффициент, учитывающий изменение температуры кипения этилового спирта при изменении давления на 1 мм. рт.ст.;

0,037- коэффициент, учитывающий изменение температуры кипения воды при изменении давления на 1 мм.рт.ст.

Рассчитанные поправки температуры могут иметь как положительное, так и отрицательное значение.

Температурная поправка, связанная с тем, что часть столбика ртути, показывающего температуру, не погружена в жидкость, определяется зависимостью:

$$\Delta t_{ж} = 0,00016 \cdot (t - 50) \cdot (t - t_{cp}), \quad (3.23)$$

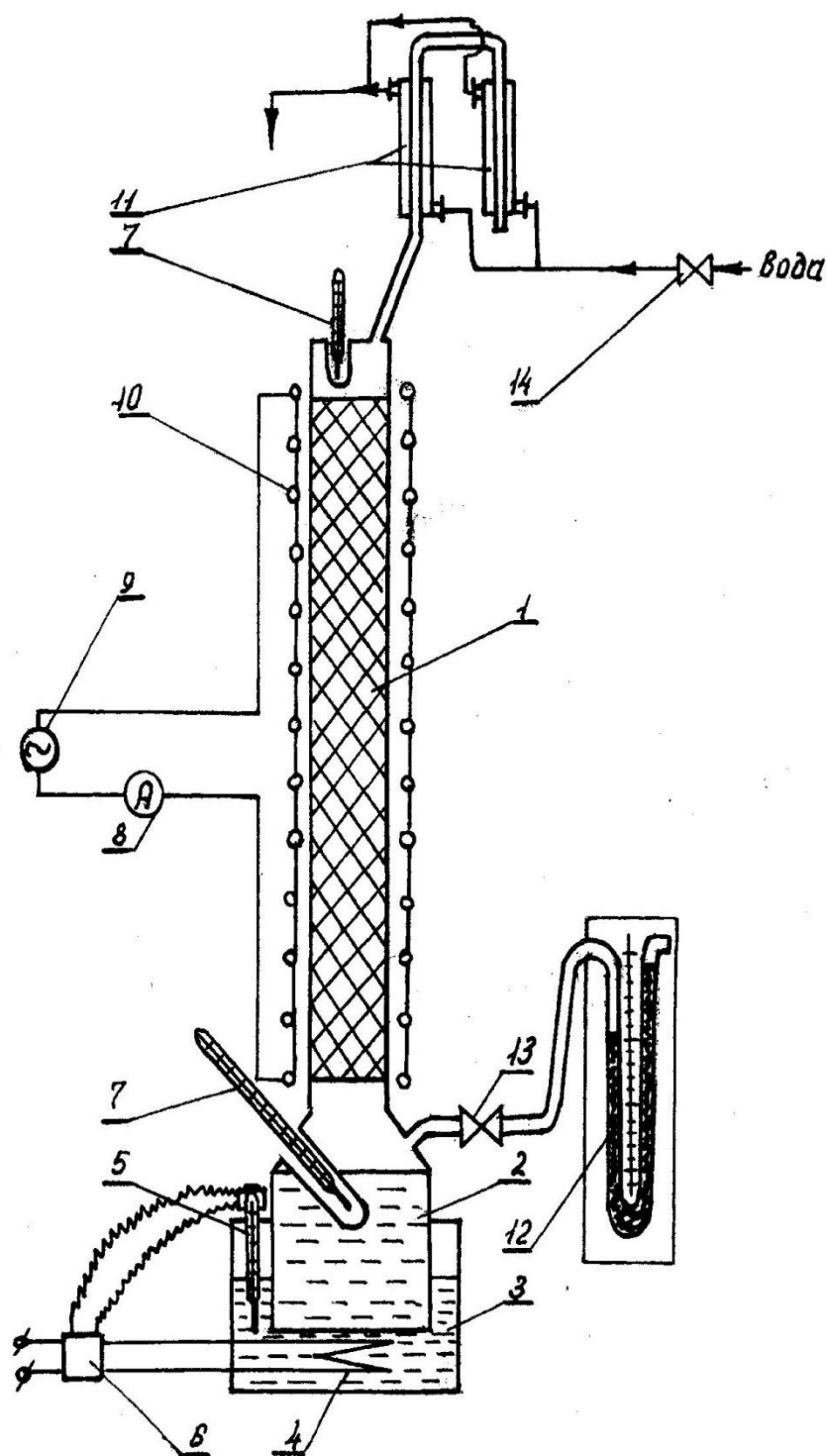


Рис. 3.8. Схема установки: 1 -ректификационная колонна;2-куб-испаритель; 3-глицериновая баня;4 – теплоэлектронагреватель, 5-контактный термометр; 6- реле ,7-термометры;8-амперметр;9- трансформатор, 10 - электрообогрев колонны; 11-дефлегматоры; 12-манометр,- 13,14-краны

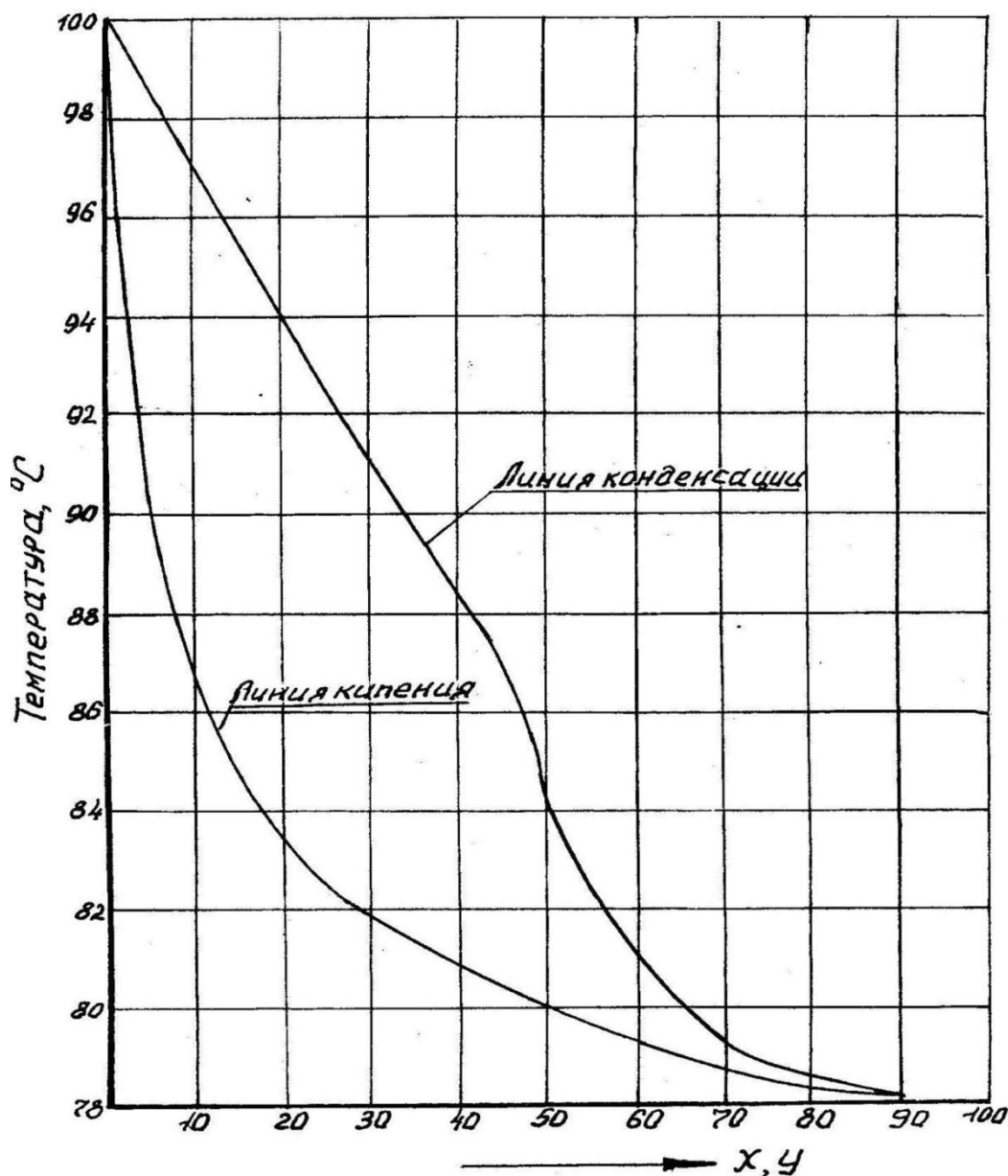


Рис. 3.9. Диаграмма $t - X, Y$ для систем этиловый спирт – вода

где t – температура в верхней части колонны или в кубе-испарителе при установившемся режиме;

50 – температура столбика ртути, погруженного в жидкость для, термометров, применяемых на установке;

$t_{\text{ср}}$ – температура окружающего воздуха.

По формуле (3.23) рассчитываются поправки для верха колонны ($\Delta t_{\text{жв}}$) и для куба-испарителя ($\Delta t_{\text{жк}}$)

Истинные значения температур кипения, приведенные к давлению 760 мм.рт. ст., равны

$$t_{\text{н}} = t + \Delta t_{\text{п}} + t_{\text{ж}}. \quad (3.24)$$

По формуле (3.24) определяется температура наверху колонны и в кубе-испарителе.

По истинным значениям температур $t_{нв}$ и $t_{нк}$ установившегося режима работы установки с помощью $t - X, Y$ диаграммы для системы этиловый спирт-вода определяются на линии кипения мольные содержания низкокипящего компонента - этилового спирта, в дистилляте $x_{гпо}$ по ($t_{нв}$) и в кубовом остатке x_k по ($t_{нк}$).

Диаграмма $t - X, Y$ построена по справочным данным, приведенным в Приложении. Данные этого же Приложения использованы и при построении $X-Y$ диаграммы (рис.3.10), с помощью которой графическим методом определяется общая эффективность исследуемой ректификационной установки, как число теоретических тарелок n_T , построенных между рабочими и равновесной линиями.

Учитывая, что при работе колонны в режиме с полным возвратом флегмы рабочие линии совпадают с диагональю квадрата на $Y - X$ - диаграмме, построение теоретических тарелок проводят в следующей последовательности: из точки А, отвечающей составу кубового остатка x_k , проводится вертикальная линия до пересечения с линией равновесия (линия АВ). Из точки В проводится горизонтальная линия до пересечения с рабочей линией (линия ВС). Из точки С проводится вертикальная линия СД до пересечения с линией равновесия и т.д. до тех пор, пока мольное содержание низкокипящего компонента в жидкости (точка М) не станет равным или чуть больше состава дистиллята - x . По графику подсчитывается число теоретических тарелок, как число ступеней построенной ломаной линии.

Эффективность непосредственно ректификационной колонны определяется с учетом эффективности куба-испарителя, равной одной теоретической тарелке, по формуле

$$n = n_T - 1 \quad (3.25)$$

Параллельно с графическим методом определяется эффективность колонны аналитическим расчетом методом «от тарелки к тарелке»

Состав пара Y_i^* , равновесный с жидкостью состава X_i , определяется уравнением

$$Y_i^* = \alpha \cdot X_i / (1 + (\alpha - 1) \cdot X_i), \quad (3.26)$$

где α - коэффициент относительной летучести этилового спирта и воды по данным таблицы. Приложения при концентрации спирта в смеси $x_i\%$

Расчет начинается с куба колонны. Принимая $x_1 = x_o = x_k$, и по формуле (3.26) предварительно определив α , рассчитывается $y_1^* = y_o^*$

Расчет с применением формулы (3.26) продолжается до тех пор, пока на n -й ступени расчета значение x не станет больше или равно составу дистиллята x_d . Численное значение n числа ступеней расчета и отвечает эффективности собственно ректификационной колонны, так как эффективность куба колонны учитывается значениями y_0 и x_0 . Значения n_1 , определенные графическим и аналитическими методами, должны совпадать между собой.

Высота насадки, эквивалентная одной теоретической тарелке (ВЭТТ), рассчитывается по формуле

$$h_{\text{Э}} = H_{\text{Н}} / n,$$

где для исследуемой колонны общая высота насадки $H = 1$ м.

Для определения количества теплоты, выделившейся при конденсации паров в дефлегматоре, рассчитывается расход воды, подаваемой на дефлегматор

$$V_0 = V / \tau,$$

где V - объем мерного цилиндра, м^3 ;

τ - время его заполнения водой из конденсаторов, с.

Количество теплоты, передаваемое при конденсации пара к воде в дефлегматоре, составит

$$Q = V_0 \cdot \rho_{\text{в}} \cdot c_{\text{в}} \cdot (t_{\text{к}} - t_{\text{н}}) \quad (3.27)$$

где $\rho_{\text{в}}$ - плотность воды, $\text{кг}/\text{м}^3$;

$c_{\text{в}}$ - теплоемкость воды, $\text{Дж}/\text{кг} \cdot \text{К}$;

$t_{\text{н}}$ - температура воды на выходе из конденсатора через 10 минут после пуска установки (за этот интервал времени обеспечивается стационарный температурный режим поступающей на дефлегматор воды);

$t_{\text{к}}$ - температура воды на выходе из конденсатора при установившемся режиме работы установки, т.е. при последнем замере.

По рассчитанному значению $Q_{\text{г}}$ определяется массовый расход флегмы

$$G = Q_{\text{г}} / r, \quad (3.28)$$

где r - удельная теплота конденсации флегмы, определяемая по правилу аддитивности в зависимости от ее состава в массовых долях.

Учитывая, что электрообогрев колонны компенсирует потери теплоты в окружающую среду, полагается, что количество теплоты $Q_{\text{к}}$, затрачиваемое на испарение жидкости в кубе-испарителе, равно количеству теплоты $Q_{\text{г}}$, выделяемому при конденсации пара в дефлегматоре, т.е. $Q_{\text{к}} = Q_{\text{г}}$.

Зная $Q_{\text{к}}$, рассчитывается массовый и объемный расходы пара и скорость его движения в нижней части колонны с учетом состава пара, т.е. по данным для воды.

Контрольные вопросы

1. Для какой цели применяются процессы дистилляции и ректификации?
2. В чем физическая сущность и различие этих процессов?
3. Из каких аппаратов состоит дистилляционная установка?
4. Из каких аппаратов состоит ректификационная установка?
5. Как используется процесс дистилляции в ректификационной установке?
6. Какие диаграммы используются для пояснения и расчета процесса ректификации? Приведите их изображение.
7. Какой вид может иметь линия равновесия между составами жидкости и пара?
8. Что такое флегмовое число? Пределы его изменения.
9. Какими уравнениями описываются рабочие линии процесса ректификации для верхней и нижней частей колонны?
10. Как изменяется положение рабочих линий процесса ректификации на диаграмме $y-x$ при изменении флегмового числа?
11. Какое изменение флегмового числа оказывает влияние на высоту и диаметр колонны и расход теплоты в кубе?
12. Что такое теоретическая тарелка?
13. Как определить эффективность колонны через число теоретических тарелок при проектировании колонны?
14. Какие конструкции тарельчатых колонн используются в промышленности? Их принципиальные схемы.
15. Какие виды насадок применяют в ректификационных колоннах?
16. Как можно изменить флегмовое число в действующей ректификационной установке?

Приложение к лабораторной работе
Равновесный состав жидкости и пара для систем этиловый
спирт-вода при атмосферном давлении 760 мм рт.ст

Содержание спирта, % (мол)		Температура кипения, t, °C	Коэффициент относительной летучести, α
в жидкости, x	в паре, y		
1	2	3	4
0	0	100	-
1	10	97,2	11,0
2	17,4	95,0	10,32
3	23,1	93,4	9,71
4	27,7	91,9	9,19
5	31,5	90,5	8,74
6	34,6	89,3	8,29
7	37,3	88,3	7,90
8	39,6	87,5	7,54
9	41,6	87,1	7,20
10	43,4	86,7	6,90
20	52,5	83,2	4,42
30	56,9	81,8	3,08
40	61,0	80,8	2,35
50	65,2	80,0	1,87
55	67,5	79,6	1,70
60	69,8	79,3	1,54
65	72,4	79,0	1,41
70	75,2	78,7	1,30
75	78,5	78,4	1,22
80	81,9	78,3	1,13
81	82,6	78,3	1,11
82	83,4	78,3	1,10
83	84,1	78,3	1,097
84	84,8	78,3	1,063
85	85,6	78,3	1,049
86	86,5	78,3	1,043
87	87,3	78,2	1,027
88	88,2	78,2	1,019
89	89,05	78,2	1,005
90	89,87	78,2	0,977

4. ЭКСТРАКЦИЯ

4.1. Общие сведения

Интенсификация процессов производства и рациональное использование сырья, энергии является приоритетным направлением в условиях инновационного развития нашей страны.

Одним из основных путей экономного расходования древесных ресурсов является экстракция водорастворимого компонента из древесины.

Лиственница занимает одну третью часть от всей лесосырьевой базы Российской Федерации. Высокая плотность и значительное содержание (от 5 до 30 %) водорастворимых веществ, прежде всего арабиногалактана, создаёт сложности при производстве бумаги и картона с высоким качеством. А арабиногалактан широко используется на косметических, фармацевтических, пищевых предприятиях города, является основой для препаратов, обладающих иммуномоделирующими, гастропротективными, антимикробными и пребиотическими свойствами, обладает приятным ароматом хвои.

Кроме того, по словам лауреата двух Нобелевских премий Лайнуса Полинга медицинские препараты, полученные на основе продуктов экстракции из древесины лиственницы способствуют реальному продлению жизни человека на 20-25 лет.

Использование роторно-пульсационных аппаратов и установок на их базе позволяет в сотни раз повысить интенсивность тепло- и массообменных процессов, в том числе и экстракции в системе жидкость - твёрдое тело.

Однако сложность физических и гидромеханических процессов, происходящих в аппарате, требует проведения экспериментальных и теоретических исследований с целью оптимизации процесса.

Эффект достигается за счёт воздействия на обрабатываемую среду комплексом гидромеханических факторов, вызванных особенностью конструкции ротора и статора. Конструктивные и технологические параметры аппарата и режимы его работы зависят от многих параметров и являются индивидуальными для каждого вида производства.

Существующие аппараты адаптированы под конкретный вид производства. При изменении параметров системы или режимов работы установка и аппарат работают неэффективно, выходят быстро из строя, потребляют много энергии.

Поэтому разработка методик расчёта технологических и конструктивных параметров роторно-пульсационных аппаратов и установок для экстракции водорастворимых компонентов из древесины лиственницы, адаптированных к конкретному технологическому процессу, является важной и актуальной задачей для деревообрабатывающей, целлюлозно-бумажной, косметической и фармацевтической промышленности.

В связи с этим основной целью данной работы является разработка теоретических зависимостей для описания процесса экстракции водорастворимых компонентов из древесины лиственницы. Разработка оборудования

для интенсификации процесса с практически полным извлечением ценных компонентов с целью рационального использования древесных ресурсов. Цель достигается путём решения следующих задач:

- исследование механизма извлечения водорастворимых компонентов (главным образом арабиногалактана) из древесины лиственницы в поле механических колебаний и разработка теоретических зависимостей для описания процесса экстракции в роторно-пульсационном аппарате;
- разработка методики расчёта, учитывающей интенсивность экстракции, степень извлечения водорастворимых компонентов от конструктивных параметров роторно-пульсационного аппарата и технологического режима проводимого процесса;
- разработка технической документации на изготовление роторно-пульсационного аппарата (чертёж общего вида установки, чертежи деталей аппарата);
- изготовление деталей и сборка роторно-пульсационного аппарата и его установка;
- проведение гидравлических испытаний аппарата и экспериментальные исследования для окончательной проверки и корректировки теоретических зависимостей.

Теоретические исследования процесса экстракции водорастворимых компонентов из древесины лиственницы выполнены на основании анализа законов массообмена в системе жидкость – твёрдое тело, в частности на зависимостях, описывающих молярный перенос массы, в комплексе с влиянием основных физических факторов, влияющих на степень диспергирования твёрдой фазы, следовательно, на интенсивность экстракции.

Разработка чертежей произведена с помощью современных графических программ. Основные детали аппарата выполнены в формате «3D», представлены машиностроительные чертежи деталей.

Экспериментальные исследования осуществлялись на разработанной установке, позволяющей экстрагировать водорастворимые компоненты и диспергировать древесину. Основным элементом установки является роторно-пульсационный аппарат диспергатор и роторно-пульсационный аппарат в емкости. Установка снабжена измерительными приборами для определения технологических характеристик роторно-пульсационного аппарата. Содержание водорастворимых компонентов, в том числе арабиногалактана определялось путём упаривания экстракта с дальнейшим осаждением этиловым спиртом.

Работа выполнена при финансовой поддержке (субсидии) Правительства Санкт-Петербурга для молодых кандидатов наук вузов Петербурга. (Получателю субсидии 28 лет, доцент СПбГТУРП). Какие-либо иные бюджетные ассигнования на возмещение затрат в связи с выполнением работ и оказанием услуг при осуществлении научной деятельности при выполнении данной работы отсутствовали.

4.2. Разработка теоретических зависимостей и методики расчёта процесса экстракции водорастворимых компонентов из древесины лиственницы в роторно-пульсационном аппарате

4.2.1. Анализ и разработка теоретических зависимостей процесса экстракции водорастворимых компонентов из древесины лиственницы

Основное уравнение, описывающее изменение концентрации в пористом теле правильной формы, описывается с помощью дифференциального уравнения:

$$\frac{\partial C}{\partial \tau} = D \left(\frac{\partial^2 C}{\partial \zeta^2} + \frac{\Gamma}{\zeta} \cdot \frac{\partial C}{\partial \zeta} \right), \quad (4.1)$$

где C – средняя концентрация пористого тела; D – коэффициент диффузии; ζ – обобщённая координата; Γ – постоянная форма; τ – временной отрезок.

Учитывая граничные условия, можно записать систему уравнений:

$$\left\{ \begin{array}{l} -D_m \cdot \left(\frac{\partial C}{\partial n} \right)_n = K \cdot (C_n - C_1) \\ C(x, y, z, 0) = C_0 \\ C_1 = \text{const} \end{array} \right\}. \quad (4.2)$$

4.2.2. Механизмы переноса массы при экстракции в системе жидкость – твёрдое тело

При экстракции арабиногалактана из древесины лиственницы присутствует два механизма массопереноса: молекулярная диффузия и молярный перенос. Уравнение изменения массового потока во времени имеет вид:

$$\frac{dQ}{d\tau} = \frac{8}{3} \cdot \sqrt{\frac{M}{2\pi \cdot R \cdot T}} \cdot \pi \cdot r^2 \cdot \frac{\Delta P}{l}, \quad (4.3)$$

где $\frac{\partial Q}{\partial \tau}$ – изменение массового потока во времени; M – молекулярная масса вещества; R – универсальная газовая постоянная; T – температура; r – радиус капилляра; l – длина капилляра; ΔP – перепад давления.

Массовый поток вещества определяется зависимостью:

$$dQ = \rho \cdot \pi \cdot r^2 \cdot dl. \quad (4.4)$$

Проинтегрировав выражение (4.3) с учётом выражения 4.4, получим время переноса из единицы капилляра:

$$\tau = \frac{3}{16} \cdot \left(\frac{l}{r} \right) \cdot \sqrt{\frac{2\pi \cdot R \cdot T}{M}} \cdot \frac{\rho \cdot l}{\Delta P}. \quad (4.5)$$

Величина ΔP является наиболее важной составляющей процесса экстракции арабиногалактана из пористого тела, древесины. В роторно-пульсационном аппарате пульсационное воздействие определяется микро струёй потоков. Пульсации давления сопровождаются пульсациями скорости, которые возникают в результате совмещения и не совмещения колец ротора и статора. Расход среды через прорезь Q пропорционален скорости обратного потока U и связан с конструктивными параметрами аппарата:

$$U_2 \cdot h_2 = 0.4 \cdot U_1 \cdot \left[\frac{h_1 \cdot h_2 \cdot \left(\sqrt{\frac{\delta \cdot B}{h_1 \cdot h_2}} - 1 \right)}{\delta - h_2} \right], \quad (4.6)$$

где U_1, U_2 - скорости течения жидкости прямой и обратной, определяется по формуле:

$$U_1 = \frac{\pi \cdot d \cdot n}{2}, \quad (4.7)$$

где d – диаметр ротора ;

$h_1 = \delta + 0.54 \cdot B$ - геометрический размер, включающий в себя зазор между ротором и статором δ и ширину прорезей – B ;

Учитывая представленные выше зависимости, формула для определения пульсационного давления будет иметь вид:

$$\Delta P = \frac{\rho}{2} \cdot \frac{1}{s^2} \cdot 0.16 \cdot U_1^2 \cdot \left[\frac{h_1 \cdot h_2 \cdot \sqrt{\frac{B \cdot \delta}{h_1 \cdot h_2}} - 1}{\delta - h_2} \right]^2 \cdot Z^2, \quad (4.8)$$

где ρ – плотность жидкости экстрагента; s – зазор между статором и кожухом; Z – число прорезей.

Рассчитанное время экстракции по формуле (4.5) определяет временные затраты экстракции при переносе вещества за счёт молекулярной диффузии. По рассчитанным данным это время находится в интервале от 10^5 - 10^6 с. Такое время не соответствует времени экстракции, полученному в ходе экспериментальных исследований. Вероятно, процесс переноса вещества происходит за счёт молярного переноса вещества. В этом случае его можно записать в виде уравнения:

$$\frac{dQ}{d\tau} = w \cdot \pi \cdot r^2 \cdot \rho, \quad (4.9)$$

где w – средняя скорость течения жидкости через прорезь, определяется по формуле:

$$w = \frac{\Delta P \cdot r^2}{8 \cdot \mu \cdot l}, \quad (4.10)$$

μ – вязкость раствора; ρ – плотность раствора.

Время молярного переноса по преобразованным формулам можно определить по зависимости:

$$\tau = 8 \cdot \frac{\mu}{\Delta P} \cdot \left(\frac{1}{r}\right)^2 \quad (4.11)$$

Время экстракции в зависимости от различных геометрических параметров, определяющих пульсационное давление ΔP , заключалось в пределах от 4 до 600 с, что удовлетворяет промышленным условиям.

Зависимости (4.8), (4.11) описывают зависимость интенсивности извлечения арабиногалактана от геометрических параметров аппарата.

4.3. Определение технологических параметров роторно-пульсационного аппарата

Для роторно-пульсационных аппаратов проходного типа, использующихся в предварительной экстракции, характерно наличие насосного эффекта. Мощность N_{Σ} , производительность Q и развиваемый напор H таких аппаратов зависят от конструктивных параметров. Для роторно-пульсационных аппаратов, находящихся в ёмкости, насосный эффект можно не учитывать, так как его энергия затрачивается на циркуляцию в самой ёмкости. Однако гидромеханические факторы, обусловленные пульсационным, механическим, ударным, кавитационным и воздействием жидкостного трения, также присутствуют в аппарате и определяют затраты мощности.

Таким образом, при проектировании роторно-пульсационных аппаратов, определении основных геометрических размеров необходимо учитывать требуемые технологические параметры. При разработке методики расчёта конструктивных и технологических параметров аппарата должны учитываться данные параметры.

4.3.1. Расчёт мощности, затрачиваемой роторно-пульсационным аппаратом

Обработка волокнистой суспензии в роторно-пульсационном аппарате обеспечивается за счёт целого ряда физических факторов, воздействующих на обрабатываемую среду. Их разделяют на 5 групп:

- механическое воздействие обусловлено сдавливанием и сдвигом пучков волокон с размером большим, чем величина зазора за счёт перекрещивания выступов ротора и статора;
- ударное воздействие обусловлено столкновением обрабатываемой среды с поверхностями рабочих выступов при прохождении волокнистой суспензии через прорезы ротора и статора. При этом максимальная скорость удара приблизительно равна окружной скорости ротора;
- кавитационное воздействие обусловлено возникновением, развитием и захлопыванием кавитационных пузырьков при определённых условиях в жидкой среде и их взаимодействием с волокнами древесины;

- пульсационное (акустическое) воздействие обусловлено возникновением пульсаций скорости, вызванных совмещением и не совмещением прорезей колец ротора и статора;

- воздействие сил трения в движущемся потоке.

Для теоретического описания процессов, проходящих в РПА, необходимо более подробное рассмотрение вышеперечисленных физических факторов гидромеханической обработки волокнистой суспензии.

Механическое воздействие на древесину происходит в зазоре между ротором и статором. Полезная мощность, затрачиваемая на диспергирование в зазоре между ротором и статором равна:

$$N_p = B_s \cdot L_s = B_s \cdot (l_p \cdot z_{pp} \cdot z_{pc} \cdot n), \quad (4.12)$$

где B_s - работа размола при совмещении выступов ротора и статора, Дж/м:

$$B_s = p \cdot a^2 \cdot f, \quad (4.13)$$

где a - ширина выступов ротора и статора, м; f - коэффициент трения, 0,10 – 0,11; p - среднее удельное давление в зазоре между выступами ротора и статора с шириной a , Па.

Проводились исследования при ширине зазора в дисковых мельницах равном $0,5 \cdot 10^{-3}$ мм. В результате для различных видов целлюлоз установлен оптимальный показатель B_s .

Ударное воздействие в роторно-пульсационном аппарате возникает при столкновении среды с выступами колец ротора и статора

Мощность, затраченная на гидравлический удар, равна [9]:

$$N_y = \left(\frac{\Delta p^2}{2\rho \cdot c_c^2} + \frac{V_0 \cdot \rho \cdot v_1^2}{2} \right) \cdot \frac{v_1 - v_2}{2 \cdot r}, \quad (4.14)$$

где c_c - скорость звуковых волн для жидкостей, м/с, определяется следующей формулой:

$$c_c = \sqrt{\frac{k}{\rho}}, \quad (4.15)$$

где k - модуль объёмной упругости древесины лиственницы, Па; ρ – плотность, кг/м³; Δp - разность давлений между нормальным и возникшим в результате гидравлического удара, Па, которая определяется по формуле Жуковского:

$$\Delta p = \rho \cdot c \cdot (v_1 - v_2), \quad (4.16)$$

где v_1, v_2 – скорость пучков до столкновения и после, м/с.

Объём в радиальном зазоре между кольцами ротора и статора равен

$$V_0 = l_\delta \cdot \pi \cdot D \cdot \delta. \quad (4.17)$$

Кавитация возникает в роторно-пульсационном аппарате по мере образования и исчезновения пузырьков и каверн в жидкости вследствие местного изменения давления. Согласно уравнению Клапейрона-Клаузиуса жидкость вскипает при меньших температурах с уменьшением давления. Поэтому, если давление в потоке падает ниже давления насыщения паров, например, из-за резкого изменения геометрии течения (образуется зона вакуума в водоворотной зоне), то в ней образуются ядра кавитации, которые перемещаются вместе с жидкостью. При попадании в область высокого давления происходит быстрое сжатие пузырька в соответствии с законом газового состояния Клапейрона-Менделеева. Основными факторами, влияющими на развитие кавитации в потоке, являются форма границ течения; давление; скорость; физические свойства жидкости – вязкость; поверхностное натяжение; параметры; характеризующие испарение; любые твёрдые или газообразные примеси; силы тяжести. В объёме роторно-пульсационного аппарата кавитационное облако будет располагаться в зоне радиальных колец ротора и статора.

Для роторно-пульсационного аппарата число циклов пульсаций пузырька можно определить количеством прорезей в кольце.

Мощность, затраченная на кавитационное воздействие в роторно-пульсационном аппарате, можно представить в следующем виде:

$$N_K = \left(\frac{4}{3} \cdot \pi \cdot p_K \cdot a_{OK}^3 \cdot k_n \cdot m_K \right) \cdot \frac{v_{CP}}{(m_C + m_P + \delta)}, \quad (4.18)$$

где m_C - толщина кольца статора, м; m_P - толщина кольца ротора, м;
 v_{CP} - скорость смещения частиц, приближенно равна окружной скорости ротора, м/с; k_n - количество пузырьков в единице объёма; m_K - число циклов пульсации пузырька за время прохождения им кавитационной области;
 p_K - давление, возникшее на поверхности твёрдого тела, вызванное микро-струей, определяющееся по формуле:

$$p_K = v^2 \cdot \rho, \quad (4.19)$$

где v – скорость микроструи 100 м/с; ρ - плотность суспензии, кг/м³.

Пульсационное воздействие в роторно-пульсационном аппарате обусловлено возникновением акустических волн в зоне радиального зазора колец ротора и статора.

Источником акустических волн в РПА служат гидравлические удары, возникающие при поочерёдном перекрывании прорезей статора выступами ротора. В меньшей степени источником гидравлического удара является резкое увеличение давления за счёт снижения скорости на выходе из прорезей статора.

Акустические процессы принято характеризовать звуковым давлением. При прохождении звука в жидкости существует взаимосвязь между скоростью смещения частиц и давлением:

$$\Delta p_A = \rho \cdot v_{CP} \cdot c. \quad (4.20)$$

Звуковым давлением можно назвать разность между существующим давлением p и постоянным равновесным p_0 :

$$\Delta p_A = p - p_0. \quad (4.21)$$

Полную энергию звуковой волны можно представить в виде суммы кинетической энергии $E_{\text{кин}}$, которая определяется движением частиц и потенциальной энергии $E_{\text{пот}}$, определяемой упругой деформацией среды [9]:

$$E_{\Sigma\Pi} = E_{\text{пот}} + E_{\text{кин}} = \frac{\Delta p_A^2}{2\rho \cdot c^2} + \frac{\rho \cdot V_0 \cdot v_{\text{CP}}^2}{2}. \quad (4.22)$$

Частоту пульсаций в роторно-пульсационном аппарате можно определить по формуле:

$$\theta = z_p \cdot n. \quad (4.23)$$

Мощность, затраченная на возникновение пульсаций в зоне радиального зазора, равна:

$$N_{\Pi} = E_{\Sigma\Pi} \cdot z_p \cdot n. \quad (4.24)$$

При расчётах экстрактора разность пульсационных давлений будет определяться по формуле (4.8).

Наибольшее воздействие жидкостного трения в роторно-пульсационном аппарате на бумажную массу оказывается в зоне между радиальными кольцами ротора и статора. Это обусловлено максимальной окружной скоростью, а следовательно, максимальной скоростью сдвига.

Мощность $N_{\text{ж}}$, затраченная в зоне радиального зазора на преодоление жидкостного трения, равна:

$$N_{\text{ж}} = K \cdot \tau \cdot \dot{\gamma}, \quad (4.25)$$

где K - объёмный коэффициент, м^3 , для роторно-пульсационного аппарата он определяется по формуле:

$$K = \frac{b_p \cdot z_p \cdot l_{\delta} \cdot \delta \cdot r_{\text{CP}}}{r_H}. \quad (4.26)$$

В связи с тем, что $\delta \ll r_H$, отношение среднего радиуса в зазоре к радиусу наружного кольца $\frac{r_{\text{CP}}}{r_H} \approx 1$, то коэффициент K равен:

$$K = b_p \cdot z_p \cdot l_{\delta} \cdot \delta. \quad (4.27)$$

Градиент скорости в зазоре определяется по формуле:

$$\dot{\gamma} = \frac{r_H \cdot n}{\delta}. \quad (4.28)$$

Связь касательного напряжения с градиентом скорости определяется согласно реологическим характеристикам.

На основании проведённых экспериментальных исследований в ротационном вискозиметре были построены реологические кривые $\tau = f(\dot{\gamma})$, по которым можно определить касательное напряжение.

С учётом коэффициента K мощность, затраченная в радиальном зазоре роторно-пульсационным аппаратом, будет равна:

$$N_{\text{ж}} = (b_p \cdot z_p \cdot l_{\delta} \cdot \delta) \cdot \tau \cdot \dot{\gamma}. \quad (4.29)$$

4.3.2. Насосный эффект роторно-пульсационного аппарата проходного типа

Особенность роторно-пульсационных аппаратов проходного типа, созданных на базе центробежного насоса, заключается в том, что подведённая к обрабатываемой среде мощность N_{Σ} , кроме мощности на диспергирование N_D , затрачивается на создание напора и движение обрабатываемой среды (насосный эффект) N_N , причём последняя составляющая в данной конструкции РПА существенна в отличие от классического варианта роторно-пульсационного аппарата, расположенного в ёмкости.

Величину затрат мощности на насосный эффект можно определить по формуле:

$$N_N = \rho \cdot g \cdot H \cdot Q, \quad (4.30)$$

где g - ускорение свободного падения, м/с^2 .

Ранее были получены зависимости напора и расхода роторно-пульсационного аппарата от частоты вращения ротора n и геометрии рабочих органов для эмульсий и суспензий [10]. Производительность Q определяется по формуле

$$Q = \varphi \cdot D^3 \cdot \left(\frac{b_p}{D}\right)^{\beta_Q} \cdot \left(\frac{b_c}{D}\right)^{\lambda_Q} \cdot n \cdot z_p^{\xi_Q} \cdot z_c^{\zeta_Q}, \quad (4.31)$$

где φ , - коэффициент, зависящий от технологических свойств бумажной массы, который определяется опытным путём;

β_Q , λ_Q , ξ_Q , ζ_Q - коэффициенты, зависящие от конструктивных параметров элементов ротора и статора, находятся экспериментально.

Создаваемый роторно-пульсационным аппаратом напор H , на основании проведённых ранее экспериментальных исследований равен

$$H = \psi \cdot \frac{D^2 \cdot n^2}{g} \cdot \left(\frac{b_p}{D}\right)^{\beta_H} \cdot \left(\frac{b_c}{D}\right)^{\lambda_H} \cdot z_p^{\xi_H} \cdot z_c^{\zeta_H}, \quad (4.32)$$

где ψ - коэффициент, зависящий от технологических свойств волокнистой суспензии, которая определяется опытным путём;

β_H , λ_H , ξ_H , ζ_H - коэффициенты, зависящие от конструктивных параметров элементов ротора и статора, находятся экспериментально.

4.3.3. Полезная мощность роторно-пульсационного аппарата

Суммарная мощность на диспергирование бумажной массы в роторно-пульсационном аппарате и перекачивание составляет

$$N_{\Sigma} = N_D + N_N = (N_P + N_Y + N_{II} + N_K + N_{Ж}) + N_N + N_t. \quad (4.33)$$

С учетом вышеприведённых формул суммарную полезную мощность в роторно-пульсационном аппарате можно записать в следующем виде:

$$\begin{aligned} N_{\Sigma} = & \frac{3 \cdot \sigma^2 \cdot Q \cdot (j-1)}{2 \cdot E_{II} \cdot \eta_{РПА}} + \left(\frac{\Delta p^2}{2 \cdot \rho \cdot c_c^2} + \frac{V_0 \cdot \rho \cdot v_1^2}{2} \right) \cdot \frac{v_1 - v_2}{2 \cdot r} + \\ & + \left(\frac{\Delta p_A^2}{2 \cdot \rho \cdot c_c^2} + \frac{\rho \cdot V_0 \cdot v_{CP}^2}{2} \right) \cdot z_p \cdot n + \frac{4\pi \cdot p_K \cdot a_{OK}^3 \cdot k_n \cdot m_K \cdot v_{CP}}{3 \cdot (m_C + m_p + \delta)} + \\ & + (b_p \cdot z_p \cdot l_{\delta} \cdot \delta) \cdot \tau \cdot \dot{\gamma} + \rho \cdot g \cdot H \cdot Q. \end{aligned} \quad (4.34)$$

Для приближённых расчётов, ввиду сложности в определении коэффициентов механическое воздействие опишем формулой (степень извлечения волокнистой фракции):

$$N_{\sigma} = \frac{3 \cdot \sigma^2 \cdot Q \cdot (j-1)}{2 \cdot E_{II} \cdot \eta_{РПА}}, \quad (4.35)$$

где σ - напряжение, возникающее в пучке нераспущенных волокон при его разрушении, МПа. (согласно Иванову С.Н, а также Папкову С.П. и Файнбергу Э. З. прочность мокрых волокнистых целлюлозных материалов равна 10 % от прочности сухих); j - степень измельчения пучков нераспущенных волокон, отношение начального и конечного размера пучков; E_{II} - модуль упругости, МПа; $\eta_{РПА}$ - коэффициент полезного действия РПА.

С учётом вышеприведённых зависимостей составляем систему уравнений, которая примет вид:

$$\left\{ \begin{aligned} N_{\Sigma} = & \frac{3 \cdot \sigma^2 \cdot Q \cdot (j-1)}{2 \cdot E_{II} \cdot \eta_{РПА}} + \left(\frac{\Delta p^2}{2 \cdot \rho \cdot c_c^2} + \frac{V_0 \cdot \rho \cdot v_1^2}{2} \right) \cdot \frac{v_1 - v_2}{2 \cdot r} + \\ & + \left(\frac{\Delta p_A^2}{2 \cdot \rho \cdot c_c^2} + \frac{\rho \cdot V_0 \cdot v_{CP}^2}{2} \right) \cdot z_p \cdot n + \frac{4\pi \cdot p_K \cdot a_{OK}^3 \cdot k_n \cdot m_K \cdot v_{CP}}{3 \cdot (m_C + m_p + \delta)} + \\ & + (b_p \cdot z_p \cdot l_{\delta} \cdot \delta) \cdot \tau \cdot \dot{\gamma} + \rho \cdot g \cdot H \cdot Q; \\ Q = & \varphi \cdot D^3 \cdot \left(\frac{b_p}{D} \right)^{\beta_Q} \cdot \left(\frac{b_C}{D} \right)^{\lambda_Q} \cdot n \cdot z_p^{\zeta_Q} \cdot z_C^{\xi_Q}; \\ H = & \psi \cdot \frac{D^2 \cdot n^2}{g} \cdot \left(\frac{b_p}{D} \right)^{\beta_H} \cdot \left(\frac{b_C}{D} \right)^{\lambda_H} \cdot z_p^{\zeta_H} \cdot z_C^{\xi_H}; \end{aligned} \right. \quad (4.36)$$

Для роторно-пульсационного аппарата, находящегося в объёме аппарата, насосный эффект будет отсутствовать. Такие аппараты увеличивают время пребывания обрабатываемой среды в зоне интенсивной обработки, поэтому при расчёте их геометрических параметров необходимо учитывать время экстракции, как определяющий технологический параметр. В связи с этим система уравнений для расчёта конструктивных параметров будет иметь вид.

Из системы уравнений и неравенств (4.37), задаваясь физическими свойствами обрабатываемой среды и геометрическими параметрами РПА, учитывая воздействие физических факторов по зонам роторно-

пульсационного аппарата, можно определить суммарную полезную мощность, потребляемую аппаратом.

Необходимо, чтобы затраченной мощности на перекачивание было достаточно для обеспечения требуемой производительности и напора.

$$\left\{ \begin{array}{l} N_{\Sigma} = \frac{3 \cdot \sigma^2 \cdot Q \cdot (j-1)}{2 \cdot E_{\Pi} \cdot \eta_{\text{РПА}}} + \left(\frac{\Delta p^2}{2 \cdot \rho \cdot c_c^2} + \frac{V_0 \cdot \rho \cdot v_1^2}{2} \right) \cdot \frac{v_1 - v_2}{2 \cdot r} + \\ + \left(\frac{\Delta p_A^2}{2 \cdot \rho \cdot c_c^2} + \frac{\rho \cdot V_0 \cdot v_{\text{CP}}^2}{2} \right) \cdot z_p \cdot n + \frac{4\pi \cdot p_K \cdot a_{\text{OK}}^3 \cdot k_n \cdot m_K \cdot v_{\text{CP}}}{3 \cdot (m_C + m_p + \delta)} + \\ + (b_p \cdot z_p \cdot l_{\delta} \cdot \delta) \cdot \tau \cdot \gamma; \\ \Delta P = \frac{\rho}{2} \cdot \frac{1}{s^2} \cdot 0.16 \cdot U_1^2 \cdot \left[\frac{h_1 \cdot h_2 \cdot \sqrt{\frac{B \cdot \delta}{h_1 \cdot h_2}} - 1}{\delta - h_2} \right]^2 \cdot Z^2. \\ \tau = 8 \cdot \frac{\mu}{\Delta P} \cdot \left(\frac{l}{r} \right)^2 \end{array} \right. \quad (4.37)$$

Система (5.37) может включать в себя три неизвестных геометрических параметра. Расчёт неизвестных проводился с помощью компьютерной программы MathCAD [12].

Алгоритм расчёта состоит из следующих основных этапов:

Этап I. Ввод исходных данных

Этап II. На основании заданного напора и расхода определяются частота вращения и диаметр: n, D_p по системе уравнений (4.36)

Этап III. Определяем B, Z, δ

Некоторые геометрические размеры роторно-пульсационного аппарата были найдены в проведённых ранее исследованиях. Также известны технологические параметры обрабатываемой среды. Наиболее важными параметрами с точки зрения затрат мощности на процесс и транспортировку волокнистой суспензии являются диаметр ротора D и частота вращения n . Учитывая некоторые оптимальные размеры, полученные ранее, и технологические характеристики волокнистой суспензии, можно найти геометрические размеры РПА.

Наиболее эффективным для проведения интенсивного процесса экстракции водорастворимых компонентов является пульсационное воздействие. Поэтому наиболее важными геометрическими параметрами РПА будут Z, B, δ .

Насосный эффект (расход и напор), а также перепад давлений ΔP зависят от размеров прорезей колец ротора и статора B , величины зазора между ротором и статором δ . При минимальных значениях B время экстракции, а также требуемый расход увеличиваются.

Толщина кольца ротора и статора должна обеспечивать необходимую прочность конструкции. Большая толщина прорезей m_p , m_c приведёт к ухудшению отвода обрабатываемой среды. Данные геометрические параметры установлены и являются постоянными величинами.

Системы уравнений (4.36), (4.37) на основании энергетической оценки каждого из физических факторов, воздействующих на волокнистую суспензию, и насосный эффект, определяет геометрические параметры аппарата для роторно-пульсационного аппарата проходного типа (4.36) и в ёмкости (4.37). Изменяя их, можно влиять на тот или иной фактор либо на насосный эффект с целью интенсификации процесса экстракции.

Система уравнений (4.36) учитывает в комплексе основные гидромеханические факторы, воздействующие на суспензию в роторно-пульсационном аппарате и насосный эффект, параметры процесса экстракции, которые определяются геометрическими размерами аппарата и технологическими характеристиками среды.

Таким образом, в данном разделе исследован механизм извлечения водорастворимых компонентов (главным образом арабиногалактана) из древесины лиственницы в поле механических колебаний и разработаны теоретические зависимости для описания процесса экстракции в роторно-пульсационном аппарате. Разработана методика расчёта, учитывающая интенсивность экстракции, степень извлечения водорастворимых компонентов от конструктивных параметров роторно-пульсационного аппарата и технологического режима проводимого процесса.

4.4. Лабораторная работа

Целями экспериментальных исследований, проводимых в установке для экстракции водорастворимых компонентов из древесины лиственницы на базе роторно-пульсационного аппарата, являлись:

- определение влияния фракционного состава древесины на степень извлечения;
- определение влияния температуры на степень извлечения;
- определение влияния гидромодуля экстракции на степень извлечения;
- определение влияния времени обработки древесины на степень извлечения;
- определение влияния частоты пульсаций в аппарате на степень извлечения

4.4.1. Описание установки

Установка для экстракции в системе жидкость - твердое тело (рис.4.1) состоит из коаксиально установленного ротора 4 и статора 2, снабжённого прорезями 5. Ротор включает в себя клиновидные лопасти 6 и образует со статором гидродинамический диспергатор. Приводом является электродвигатель переменного тока 8. В баке для суспензии 3 расположена питающая труба 1, внутри которой находится поршень 13 и сетка 15. Конец питающей трубы помещен в диффузор 5. Для устранения возникновения воронки уста-

новлены отражающие перегородки 6. Через дозатор 12 происходит равномерная подача твердой фазы. Вся установка смонтирована на станине 9. Соединение вала и корпуса снабжено торцевым уплотнением 7. Слив выходного экстракта в бак-мерник 18 осуществляется через патрубок 16. Для тонкой очистки экстракта в циркуляционной трубе 21 установлен фильтр 17. Подогрев смеси осуществляется водонагревателем 19. Охлаждающая жидкость торцевого уплотнения циркулирует за счет насоса 11, находящегося в баке 10. Технологические параметры работы установки регулируются через пульт управления 20.

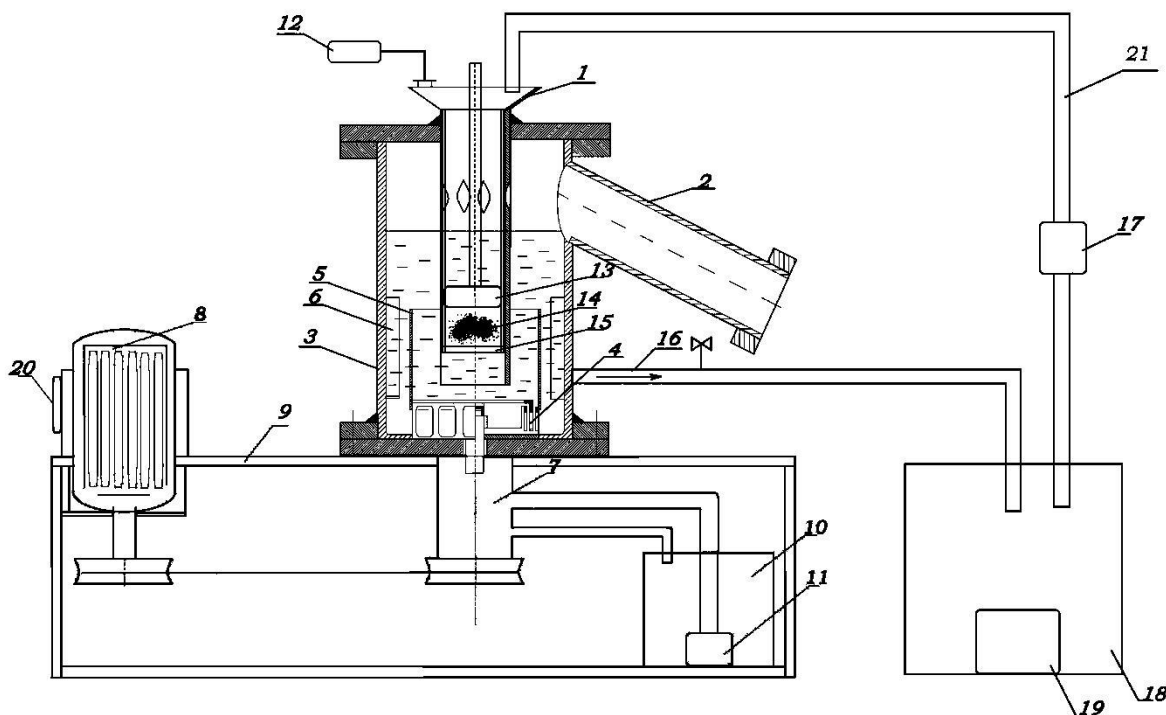


Рис.4.1. Установка для экстракции в системе жидкость – твердое тело

4.4.2. Влияние фракционного состава древесины на степень извлечения

Для определения влияния фракционного состава исходной древесины лиственницы на степень извлечения арабиногалактана проводились опыты при температуре 80 °С в роторно-пульсационном аппарате, находящемся в ёмкости. Древесина обрабатывалась в течение двух минут с шириной прорезей 0,012 м, зазор между ротором и статором – 0,002 м. Результаты экспериментальных исследований представлены на рис.4.2.

Результаты проведённых исследований показывают что изменение фракционного состав древесины лиственницы незначительно влияет на степень извлечения арабиногалактана для диапазона изменения размеров частиц, преобладающих в суспензии от 1 до 20 мм.

Следовательно, интенсификация процесса экстракции арабиногалактана из древесины лиственницы не может проводиться по пути увеличения удельной межфазной поверхности. Увеличение степени извлечения и сокращение времени экстракции необходимо проводить за счёт внутридиффузии.

онных процессов и процессов молярного переноса. Их интенсивность возможна за счёт увеличения пульсационного давления на твёрдые частицы.

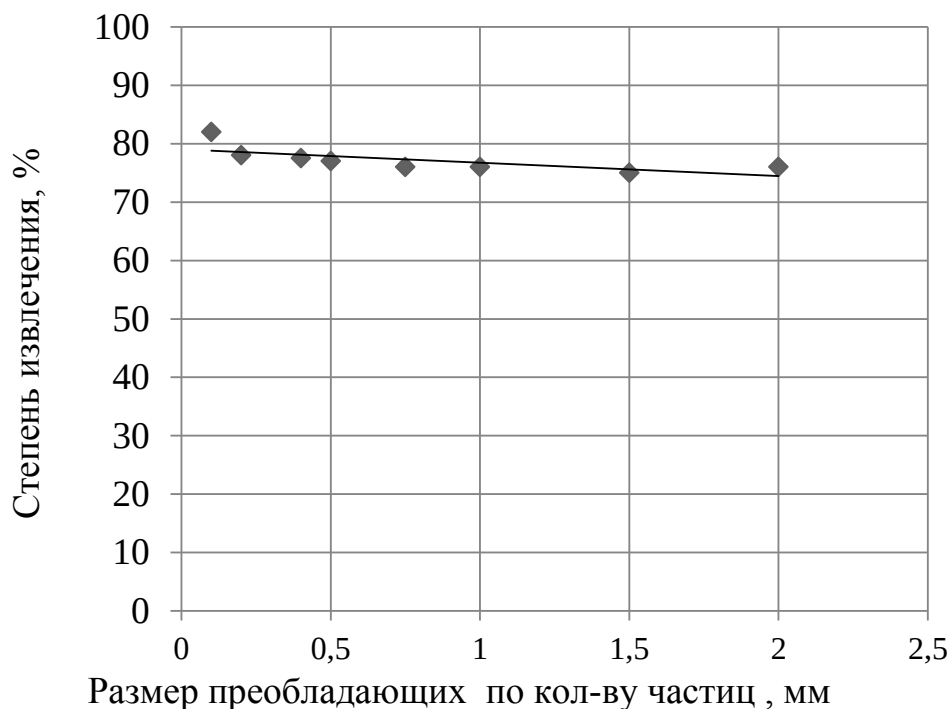


Рис.4.2. Влияние фракционного состава на степень извлечения арабиногалактана

4.4.3. Влияние температуры на степень извлечения водорастворимых компонентов

Экстракция арабиногалактана из древесины лиственницы проводилась в водной среде. Для эксперимента были взяты образцы промышленных опилок из древесины лиственницы *LarixSibirica*. Опыты проводились на лабораторной установке с учётом параметров, определённых по методике расчёта, приведенной в предыдущих разделах.

Результаты экспериментальных данных приведены, как отмечалось на рис. 4.2.

Для сравнения была проведена серия опытов по экстракции опилок лиственницы в пропеллерной мешалке при той же частоте вращения (рис.4.3 прямая 2). Анализ на содержание экстрактивных веществ в экстракте и в проэкстрагированной древесине проводился по аналогичной методике.

Опыты показали, что проведение процесса экстракции в РПА значительно сокращает время по сравнению с экстракцией в аппарате с мешалкой.

С увеличением температуры при экстракции водорастворимых компонентов из древесины лиственницы их степень извлечения значительно повышается. При температуре 98 °С она достигает 99 %. При этом степень извлечения в аппарате с мешалкой ниже на 55%.

Таким образом, определено влияние температуры на процесс извлечения водорастворимых компонентов из древесины лиственницы, как один из важных технологических параметров процесса.

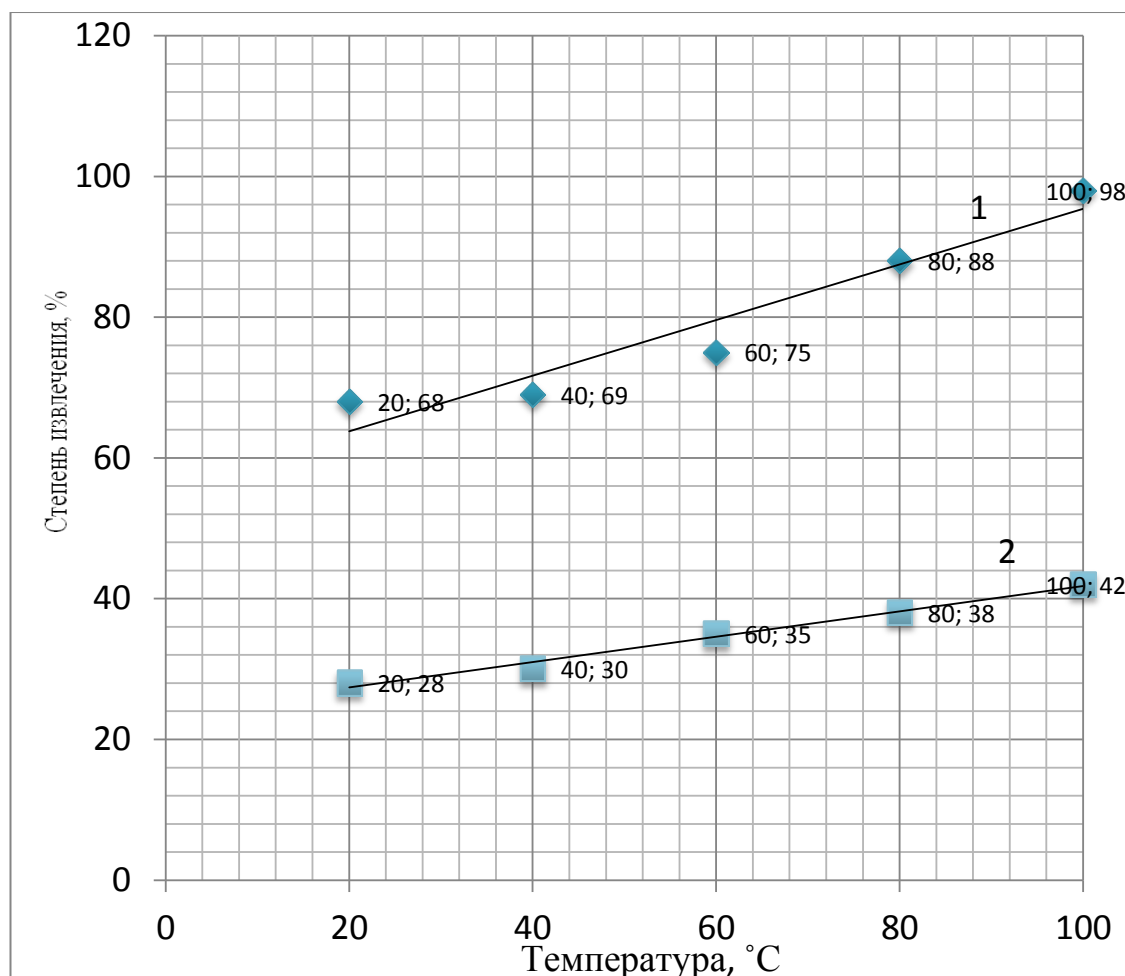


Рис.4.3. Влияние температуры на степень извлечения водорастворимых компонентов:

1- эксперименты, проведённые в РПА; 2 – эксперименты, проведённые в аппарате с мешалкой

4.4.4. Влияние гидромодуля на степень извлечения водорастворимых компонентов

Для изучения влияния гидромодуля на процесс экстракции водорастворимых компонентов из древесины лиственницы в роторно-пульсационном аппарате были проведены экспериментальные исследования при геометрических параметрах, рассчитанных по представленной в первом разделе методике. Величина зазора между ротором и статором была величиной постоянной (0,5 мм). Частота вращения ротора составляла 700 об/мин. Результаты проведённых экспериментальных исследований представлены на рис.4.4.

С увеличением гидромодуля от 4 до 10 степень извлечения увеличивается в 1,5 раза.

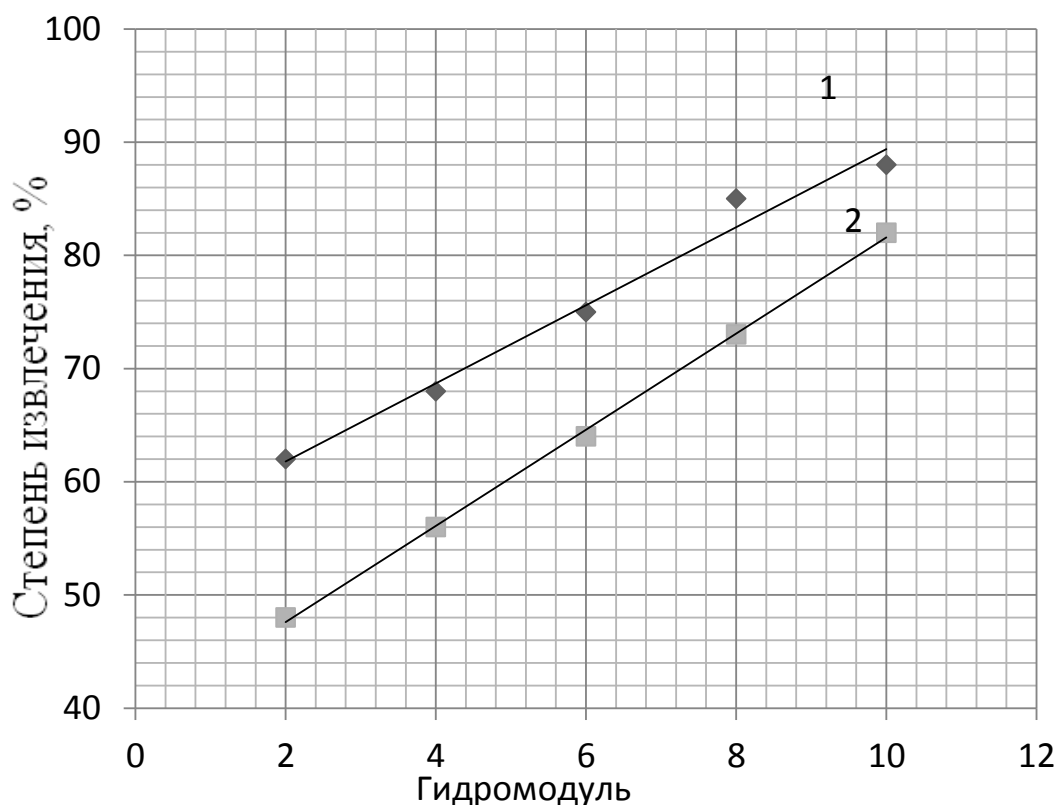


Рис.4.4. Влияние гидромодуля на степень извлечения водорастворимых компонентов:

1 – при температуре 80 °C; 2 – при температуре 60 °C

Таким образом, увеличивая гидромодуль экстракции можно достичь высокой степени извлечения, однако в этом случае резко падает концентрация водорастворимых веществ в экстракте. Сравнивая результаты, можно сказать, что увеличение степени извлечения водорастворимых компонентов в полтора раза ведёт к такому же уменьшению концентрации этих веществ в экстракте, что экономически не выгодно для дальнейшей переработки последнего.

В результате обработки проведённых экспериментальных исследований можно рекомендовать в промышленности оптимальное значение гидромодуля, равное 4, при котором будет происходить интенсивное извлечение водорастворимых компонентов при высокой концентрации этих веществ в экстракте. Гидромодуль является одним из важнейших параметров, позволяющих повысить интенсивность процесса экстракции водорастворимых компонентов, в том числе арабиногалактана из древесины лиственницы.

5. ОФОРМЛЕНИЕ КВАЛИФИКАЦИОННОЙ РАБОТЫ

5.1. Общие сведения

Выпускная работа бакалавра по своей структуре представляет собой конкретную реализацию алгоритма решения технической задачи при заданных условиях (как правило, при заданной производительности оборудования), сформулированных в названии темы выпускной работы. При решении конкретной технической задачи производятся такие мыслительные операции, как анализ, сравнение, синтез и обобщение, на основе которых вырабатываются суждения, умозаключения, формулируемые в выпускной работе в виде технических решений. Дальнейшая проработка темы выпускной работы связана с определением оптимальных параметров машин, механизма или аппарата и обеспечением безопасности их эксплуатации, что подтверждается расчетом на прочность, жесткость, устойчивость, долговечность и герметичность.

Основными задачами при выполнении работы являются: совершенствование конструкции и технологического процесса, выполняемого той или иной машиной или аппаратом; сокращение удельных расходов полуфабрикатов, энергии, металлоемкости, занимаемой производственной площади; повышение надежности, долговечности, ремонтпригодности и безопасности, удобства монтажа и эксплуатации. В работе должны быть предусмотрены удобство и простота сборки и разборки узлов машины, легкость замены изношенных частей, бесшумность, отсутствие вибраций, малочисленность персонала, невозможность нечаянной поломки и удобство перевозки крупногабаритных деталей. Должны быть максимально использованы новые конструкционные материалы, а сама конструкция должна быть предельно простой, технологичной в изготовлении и иметь высокий коэффициент полезного действия.

Обязательным является применение компьютера для проведения технологических и конструктивных расчетов по программам, разработанным кафедрой машин автоматизированных систем, а также выполнение расчетов по оптимизации основных параметров конструкции с целью снижения капитальных затрат и эксплуатационных расходов.

Темой выпускной работы является разработка одного из видов оборудования подготовительного цикла целлюлозно-бумажного производства: коробдирочные барабаны, рубительные машины, дефибреры, размалывающие машины, сортировки; или одного из видов машин или аппаратов химического производства: дробилки, теплообменники ректификационные колонны, фильтры, выпарные аппараты, центрифуги, варочные котлы и т.п.

В отдельных случаях по согласованию с руководителем в качестве темы работы может быть предложено индивидуальное задание, содержащее элементы научно-исследовательской работы.

Задание на выпускную работу выдается каждому студенту с обязательным указанием в задании состава расчетно-пояснительной записки и

графической части. Задание на выпускную работу прикладывается к расчетно-пояснительной записке после титульного листа.

Тема выпускной работы утверждается приказом ректора университета.

5.2. Объем выпускной работы

Расчетно-пояснительная записка выпускной работы состоит из 25-40 страниц текста на писчей бумаге формата А4 (210х297 мм).

Графическая часть работы выполняется на 2-4 листах формата А1 с размерами сторон 594х841 мм.

Расчетно-пояснительная записка включает: титульный лист, задание на выпускную работу, содержание (оглавление) расчетно-пояснительной записки с указанием страниц начала разделов и следующие разделы:

Введение.

1. Технические решения, принятые в работе.
2. Технологические расчеты, определяющие основные размеры оборудования на базе заданной производительности.
3. Конструктивные расчёты на прочность, жёсткость, устойчивость, долговечность и герметичность, определяющие размеры элементарного оборудования.
4. Расчёт потребляемой мощности.
5. Экологическая безопасность объекта разработки.
6. Выводы по работе.
7. Библиографический список.

5.3. Общие требования к оформлению расчетно-пояснительной записки

Текстовая часть расчетно-пояснительной записки выполняется рукописным способом на одной стороне белой бумаги формата А4 (297х210 мм) черными чернилами или черной пастой (шариковой авторучкой). Допускается выполнение записки машинописным способом через два межстрочных интервала.

Поля должны оставляться по всем четырем сторонам листа. Размер левого поля - 35 мм, правого - 10 мм, верхнего и нижнего по 20 мм, без рамки.

Разделы (главы) расчетно-пояснительной записки должны быть пронумерованы арабскими цифрами, например: Введение; 2. Технические решения, принятые в работе.

Текст разделов (глав) разделяется на подразделы (параграфы) и пункты.

Подразделы нумеруются арабскими цифрами в пределах каждого раздела. Номер подраздела состоит из номера раздела и номера подраздела, разделённых точкой, например: 2.1. Показатели качества сульфитной целлюлозы марки Ж-З.

Пункты нумеруются арабскими цифрами в пределах каждого подраздела. Номер пункта состоит из номеров раздела, подраздела и пункта, разделенными точками, например: 2.2.3. Принципиальные схемы дефибреров.

Заголовки разделов пишутся прописными (большими) буквами, заголовки подразделов - строчными. Заголовки и подзаголовки не подчеркиваются.

Нумерация страниц записки делается сквозной: первой страницей является титульный лист, второй - задание на выпускную работу, третьей - содержание. Номер страницы проставляется внизу на нижнем поле на расстоянии 10 мм от обрез листа.

Предложения и, тем более, слова, расположенные в нижней части листа, не следует разрывать и переносить на следующий лист, так как при исправлении текста или замене листов придется переписывать не один, а несколько листов.

Рисунки и таблицы, которые располагаются на отдельных страницах, включаются в общую нумерацию. Список литературы и приложения также включаются в сквозную нумерацию.

Все единицы измерения, используемые в расчетно-пояснительной записке, должны быть выражены в системе СИ по ГОСТ 8.417-81 и быть единообразными по всему тексту записки.

Символы, входящие в формулы, выписываются в колонку под формулой, начиная от левого поля листа после слова "где". В конце расшифровки каждого обозначения указывается его размерность, с которой оно подставляется в формулу. Если в формулу будут подставляться числовые значения, то после расшифровки символа указывается его величина и размерность. Например:

где D - диаметр вала, равный 865 мм;

V - скорость машины, равная 15 с^{-1} ;

g - ускорение силы тяжести, равное $9,81 \text{ м} \cdot \text{с}^{-2}$;

H - давление рабочей среды, равное 1,2 МПа.

Количество иллюстраций, помещаемых в расчетно-пояснительной записке, определяется её содержанием и должно быть достаточным для того, чтобы придать тексту ясность и конкретность. Все иллюстрации (схемы, эскизы, чертежи, графики и фотографии) именуются рисунками. Рисунки имеют сквозную нумерацию арабскими цифрами.

При ссылке на рисунок указывается его номер, например: (рис.23).

Рисунки должны размещаться сразу после ссылки на них в тексте, их желательно размещать таким образом, чтобы не было необходимости разворачивать записку. Если такое размещение невозможно, то рисунки располагаются так, чтобы при их просмотре нужно было поворачивать записку по часовой стрелке. Подпись в этом случае располагается вдоль правого поля листа в пределах его рабочей площади. При необходимости рисунок сопровождается пояснительной подписью, например:

Рис. 7.1. Технологическая схема отбельной установки:

1 - дисковый смеситель; 2 - поглотительная колонка;

З - хлоратор

Рисунки выполняются на той же бумаге, на которой пишется текст записки.

Рисунки выполняются тушью, черной пастой или простым мягким карандашом. Подписи к рисункам делаются тушью или пастой.

Графики выполняются либо в тексте, либо на отдельных листах, причем последнее предпочтительнее. Графики должны располагаться в координатной сетке. Координаты подписываются с указанием размерностей аргумента и функции, например:

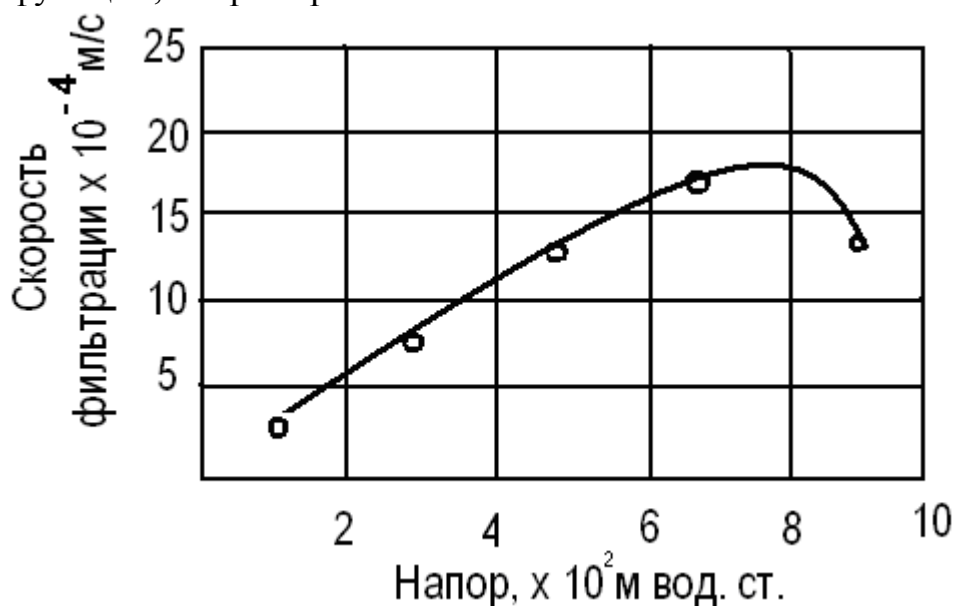


Рис.5.1. Пример оформления графика результатов научных исследований (Допускается использование цветных рисунков из рекламных проспектов).

В таблицы сводятся качественные показатели вырабатываемой продукции, характеристики оборудования и его узлов, результаты технологических и конструктивных расчетов, а также результаты экспериментов. Таблицу следует размещать после первого упоминания о ней в тексте. Таблицы помещаются так, чтобы при их чтении не нужно было разворачивать записку по часовой стрелке. При переносе таблицы на следующую страницу головка таблицы не повторяется, в этом случае нумеруются графы, и их нумерация повторяется на следующей странице. Заголовок таблицы также не повторяется, однако в правой стороне делается надпись: Продолжение табл. 4 или Окончание табл.4.

Каждая таблица должна иметь содержательный заголовок (название). Заголовок помещается под словом "Таблица". Заголовок не подчеркивается. Слово "Таблица" пишется в правой стороне сверху от таблицы. Таблицы имеют сквозную нумерацию арабскими цифрами по всей записке. При ссылке на таблицу указывают её номер и слово «таблица» пишется в сокращенном виде, например: (табл. 4).

Таблицу желательно размещать на одном листе.

Формулы нумеруются в случае, когда производятся какие-либо математические преобразования и выводы. Нумерация формул производится арабскими цифрами, заключенными в скобки и размещёнными справа от формулы на уровне нижней строки формулы в середине свободного промежутка между формулой и правым полем. При ссылке в тексте на формулу указывается её номер в скобках, например: в формуле (24).

При ссылке в тексте на источник документальной информации приводится порядковый номер по списку литературы, заключенный в квадратные скобки.

Распечатки с компьютера, программа и алгоритмы решаемых задач при их объеме до трех страниц располагаются непосредственно по тексту изложения, при большем объеме они рассматриваются в качестве приложения и помещаются в конце записки перед спецификациями к чертежам. В распечатке цветной пометой выделяются нужные результаты или данные, которые в дальнейшем используются в расчетах.

В перечень использованной литературы включаются все использованные при написании записки источники (книги, журналы, отчеты НИР, диссертации, тезисы докладов и т.д.). Они размещаются в порядке появления ссылок в тексте записки.

Сведения о книгах (учебники, монографии, справочники и т.д.) включают фамилию и затем инициалы автора, название книги, место издания, издательство и год издания (после даты издания буква "г" не проставляется). При наличии трех и более авторов допускается указывать фамилию и инициалы только первого из них и слово "и др."

Сведения об отчете НИР включают заглавие отчета, наименование организации, выпустившей отчет, его номер государственной регистрации, фамилию и инициалы руководителя НИР, город и год выпуска.

5.4. Содержание разделов расчетно-пояснительной записки

Титульный лист к расчетно-пояснительной записке имеет стандартную форму, представленную в Приложении 1 (с. 119).

Формулировка темы выпускной работы на титульном листе не должна отличаться от формулировки темы в приказе ректора университета, утверждающем темы выпускных работ.

Задание на выпускную работу выдается руководителем выпускной работы в начале последнего учебного семестра в виде листа стандартной формы, заполняемого самим руководителем, с указанием состава расчетно-пояснительной записки и графической части.

Задача раздела "Введение" - показать актуальность и экономическую целесообразность темы выпускной работы и обосновать по существу необходимость её разработки. Актуальность темы определяется потребностями рынка и народного хозяйства, её разработка должна быть направлена на повышение качества производимой продукции и снижения её себестоимости путем сокращения капитальных и текущих затрат на единицу вырабатываемой

мой продукции. Для написания "Введения" используется литература, рекомендуемая руководителем, а также литература, имеющаяся в научно-технической библиотеке университета. Сведения об имеющейся литературе по тому или иному вопросу можно почерпнуть в предметном каталоге библиотеки.

Технические решения, принятые в работе, являются основой работы и определяют её главные черты и особенности. Эти решения подлежат разработке в последующих разделах.

Раздел "Технические решения" начинается с характеристики вырабатываемой машиной или аппаратом продукции (подраздел 1.1). Показатели качества продукции представляются в виде извлечений из ГОСТов, технических условий и сертификатов на данный вид продукции. ГОСТы на различные виды продукции целлюлозно-бумажной промышленности имеются в читальном зале библиотеки университета.

В подразделе 1.2 кратко излагаются физические и химические основы процессов, протекающих в разрабатываемой машине или аппарате (процессов рубки древесины, дефибрирования, размола, теплопереноса, выпаривания, варки, ректификации и т.п.).

Подраздел 1.3 представляет собой литературный обзор и критический анализ существующих вариантов конструкции разрабатываемого оборудования. Источником информации для выполнения этого раздела могут служить учебная литература, специальные технические журналы, рекламные проспекты.

Подраздел 1.4 представляет собой собственно технические решения и разрабатывается на базе первых трех подразделов. Он включает выбор, обоснование и подробное описание принимаемой к разработке конструкции оборудования и основные технические решения.

Технологические расчеты содержат выбор и определение основных конструктивных параметров машины, например, длины корообдирочного барабана, количества ножей рубительной машины, диаметра ротора размалывающей машины, габаритов питателей, варочного котла и варочных труб в установках непрерывной варки целлюлозы, диаметра и высоты ректификационной колонны, вида и мощности привода перемешивающего устройства в химическом реакторе на основе заданных технологических показателей: производительности, вида и качественных характеристик обрабатываемого материала. Окончательный выбор размеров согласовывается с требованиями стандарта для данного вида оборудования.

При проведении этих расчетов важное значение имеет правильный и обоснованный выбор всевозможных коэффициентов, таких как коэффициент загрузки оборудования и выхода кондиционной продукции, коэффициенты, характеризующие физические свойства сырья, полуфабрикатов и бумажной массы; удельные характеристики работы оборудования (нагрузки, давления и т.п.).

Конструктивные расчеты включают расчет элементов конструкции на прочность, жесткость, устойчивость, долговечность, герметичность, критическую скорость и определяют размеры деталей и узлов оборудования.

Расчет должен быть, в первую очередь, произведен для конструктивно разрабатываемого узла машины или аппарата.

При проведении расчетов необходимо обращать особое внимание на определение действующих нагрузок, выбор материала деталей, запасов прочности.

Предпочтение следует отдавать материалам, обладающим наименьшей стоимостью при условии обеспечения необходимых расчетных характеристик по прочности, износу и коррозионностойкости.

Допускаемые напряжения должны рассчитываться для конкретных опасных сечений детали с учетом характера действующих нагрузок, габаритов детали, её конфигурации и способа изготовления.

При определении действующих нагрузок можно пользоваться как аналитическими методами их расчета, так и графоаналитическими в случае нагружения детали большим количеством силовых факторов.

Текст записки иллюстрируется схемами и эскизами деталей, подвергаемых расчету. При выполнении расчетов следует работать в системе СИ, входящие в формулы величины должны обязательно иметь расшифровку с указанием размерности, полученные расчетом величины также должны иметь размерность.

Расчеты желательно производить с точностью не более трех значащих цифр. Необходимо помнить, что принимаемые допущения при расчетах (схемы нагружения, силы, характеристики материалов и др.) содержат существенные ошибки.

Расчет потребляемой мощности расчленяется на несколько составляющих и включает расчёт полезной мощности, которая затрачивается на выполнение конкретной технологической операции (оковка, рубка древесины, дефибрирование, размол бумажной массы, выпаривание раствора, абсорбция, ректификация, экстракция, фильтрование и т.д.) и мощности потерь на преодоление трения и сопротивление среды, в которой происходит движение элементов конструкции машины (в сальниках, подшипниках, на преодоление трения качения и скольжения в различных парах трения, трения движущихся поверхностей об окружающую среду - бумажную массу, воздух, воду). Правильность определения затрат мощности зависит от выбора значений коэффициентов трения, коэффициентов сопротивления и удельных нагрузок, поэтому выбор тех или иных коэффициентов должен быть хорошо аргументирован.

Установочная мощность должна быть несколько больше расчетной. Некоторый запас по мощности даётся на неучтенные потери и нагрузки. Однако не следует назначать к установке электродвигатель с большим запасом по мощности. Нереализованная при работе электродвигателя мощ-

ность ведет к снижению важнейшего энергетического показателя предприятия - косинуса ϕ ($\cos \phi$).

При проработке раздела экологической безопасности проектируемого оборудования особое внимание должно быть уделено мероприятиям, связанным с охраной природы: очисткой сточных вод, газопылевых выбросов, улавливанием дурнопахнущих и ядовитых веществ, водяных паров и т. п.

В выводах по работе должны быть представлены основные результаты проведенных разработок и перспектива их реализации в условиях производства.

Список литературы содержит перечисление всех литературных источников, упомянутых в расчетно-пояснительной записке, в порядке их использования в тексте.

5.5. Графическая часть работы

Графическая часть выпускной работы бакалавра выполняется после подготовки всей расчетно-пояснительной записки. Нарушение указаний последовательности приводит к несоответствию результатов проведенных расчетов и графической части переделкам и исправлениям.

В выпускной работе разрабатывается изделие индивидуального производства. Конструкторская документация выполняется на стадии технического проекта (чертежи общего вида - ВО), и только отдельные наиболее сложные элементы по заданию руководителя выполняются на стадии разработки рабочей документации.

Чертежи должны удовлетворять требованиям ГОСТов: 2.301-68; 2.302-68; 2.315-68; 2.304-81; 2.104-68.

Основные надписи (штампы) в чертежах выполняются по форме 1 согласно ГОСТ 2.104-68 (Приложение 2).(с.177).

Обозначение чертежа (графа 2) в чертежах выпускной работы следует заполнять по следующей схеме:

МАС ВР.00.00.000 ВО - для чертежей, разработанных на стадии технического проекта (чертежи общего вида);

МАС ВР.00.00.000 СБ - для чертежей, разработанных на стадии рабочей документации (сборочный чертеж);

МАС ВР. 00.00.010 СБ сборочный чертеж (составная часть);

МАС ВР.00.00.001 - чертеж детали;

где МАС ВР - условное обозначение «Машины автоматизированных систем, выпускная работа»;

первые 00 - две последние цифры номера зачетной книжки;

вторые 00 – последние две цифры года разработки выпускной работы;

000 - для обозначения комплексных групп, составных частей и деталей.

МИНИСТЕРСТВО ОБРАЗОВАНИЯ И НАУКИ РОССИЙСКОЙ ФЕДЕРАЦИИ
ФЕДЕРАЛЬНОЕ ГОСУДАРСТВЕННОЕ ОБРАЗОВАТЕЛЬНОЕ УЧРЕЖДЕНИЕ
ВЫСШЕГО ПРОФЕССИОНАЛЬНОГО ОБРАЗОВАНИЯ
САНКТ-ПЕТЕРБУРГСКИЙ ГОСУДАРСТВЕННЫЙ
ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЙ УНИВЕРСИТЕТ РАСТИТЕЛЬНЫХ ПОЛИМЕРОВ

Кафедра машин автоматизированных систем

РАСЧЁТНО-ПОЯСНИТЕЛЬНАЯ ЗАПИСКА
к выпускной работе бакалавра по направлению
ХИМИЧЕСКАЯ И БИОТЕХНОЛОГИЯ

на тему:

НАЗВАНИЕ ТЕМЫ

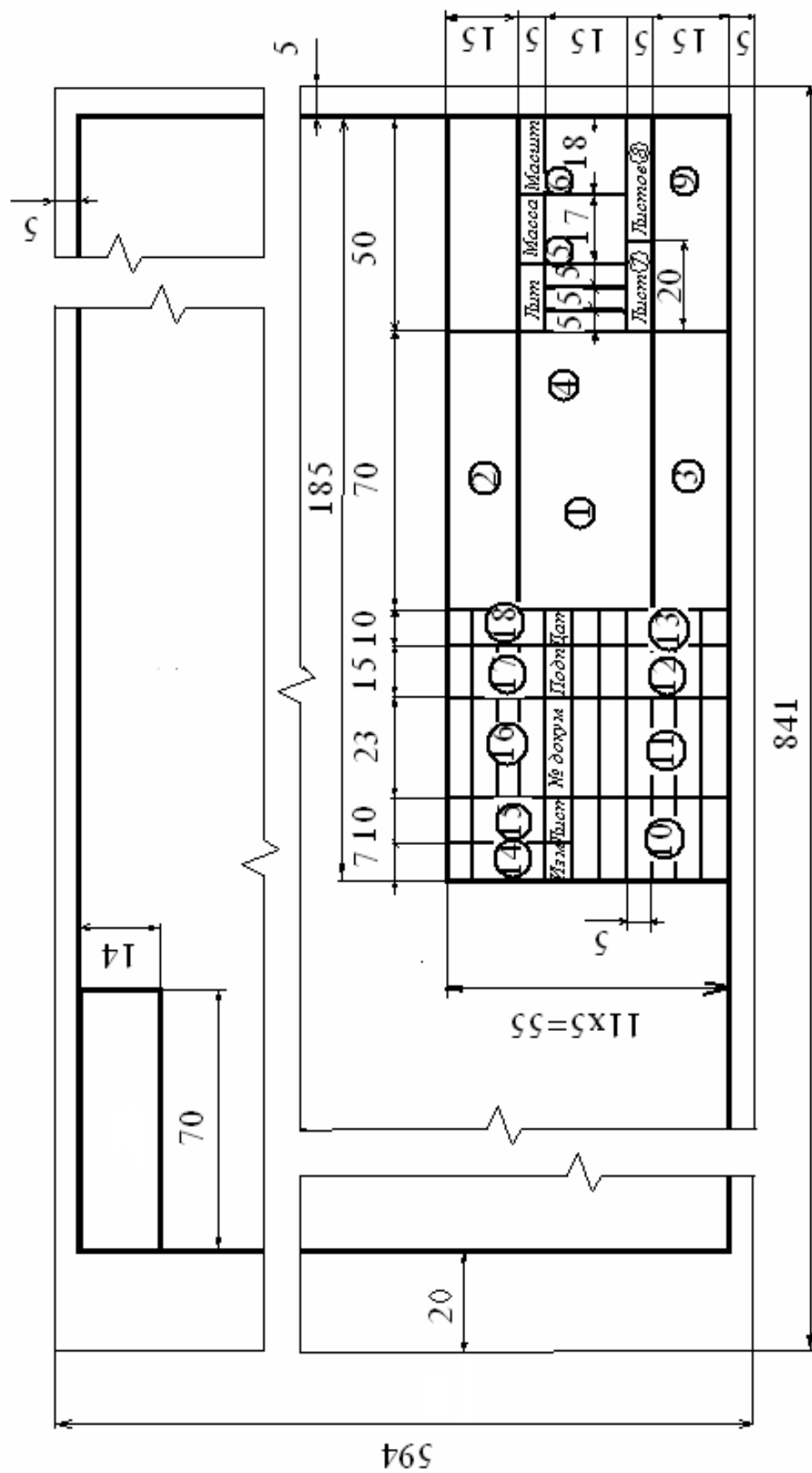
Студент

Группа

Руководитель

Санкт-Петербург
2014

Основная надпись для чертежей и схем



- Графа 1 - наименование изделия, а также наименование документа, если этому документу присвоен шифр;
- Графа 2 - обозначение документа;
- Графа 3 - обозначение материала детали (графу заполнить только на чертежах деталей);
- Графа 4 – литера, присвоенная данному документу;
- Графа 5 - масса изделия;
- Графа 6 - масштаб;
- Графа 7 - порядковый номер листа (на документах, состоящих из одного листа, графу не заполняют);
- Графа 8 - общее количество листов документа (графу заполняют только на первом листе);
- Графа 9 - наименование или различительный индекс предприятия, выпустившего документ;
- Графа 10 - характер работы, выполняемой лицом, подписывающим документ;
- Графа 11 - фамилии лиц, подписавших документ;
- Графа 12 - подписи лиц, фамилии которых указаны в графе 11;
- Графа 13 - дата подписания документа;
- Графы 14-18 - графы таблицы изменений.

Библиографический список

1. Касаткин А.Г.. Основные процессы и аппараты химической технологии: учебник для вузов.-11-е изд., стереотип., дораб.-М.: ООО ТИД «Альянс», 2005.-753 с.
2. Плановский А.Н., Николаев П.И. Процессы и аппараты химической и нефтехимической технологии. -М.: Химия,1987. 540с.
3. Гельперин Н.И. Основные процессы и аппараты химической технологии. Кн.1,2. М.: Химия,1981. 812с.
4. Машины и аппараты химических производств/ под ред. проф. И.И. Черногобыльского. – М.: Машиностроение,1975.456с.
5. Рамм В.М. Абсорбция газов. – М.: Химия,1976. 655с.
6. Непенин Н.Н. Технология целлюлозы. Т. 1. Производство сульфитной целлюлозы. – М.: Лесная промышленность, 1976. 623с.
7. Справочник бумажника. Т.1. Изд. 2; М.: Лесная промышленность, 1964. 840с.
8. Павлов К.Ф., Романков П.Г., Носков А.А., Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии.- изд.10-е.-Л: Химия,1987. 576с.
9. Бушмелев В.А., Вольман Н.С., Кокушкин О.А. Процессы и аппараты целлюлозно-бумажного производства. М.: Лесная промышленность, 1985.336с.
10. Бушмелев В.А., Кокушкин О.А. Расчет абсорбционной установки: Методические указания к выполнению курсового проекта. Ч.1. СПбГТУРП. СПб, 1995.24с.
11. Справочник бумажника (технолога). Т.1. М.: Гослесбумиздат,1955,792с.
12. Основные процессы и аппараты химической технологии: Пособие по проектированию/Под ред. Ю.И. Дытнерского. М.: Химия, 1991.496с.
13. Александров И.А. Ректификационные и абсорбционные аппараты. М.: Химия,1978. 278с.
14. Коган. В.Б., Фридман В.М., Кафаров В.В. Равновесие между жидкостью и паром. Кн.1-2. М-Л., «Наука», 1966.
15. Людмирская Г.С., Барсукова Т.А., Богомольный Р.М. Равновесие жидкость-пар. Справочник.- Л.: Химия,1987.
16. Примеры расчета ректификационных установок: Методические указания к курсовому проекту/Сост. М.Л. Молочников. – СПб.: СПбТИ ЦБП,1992.
17. Перри Дж. Справочник инженера-химика.- М.: Химия,1969.
- 18.Стабников В.Н. Перегонка и ректификация спирта. – М.: Пищепромиздат,1962.

Оглавление

1.	Абсорбция.....	3
1.1.	Общие сведения.....	3
1.2.	Основы расчета полого скруббера	5
1.2.1.	Расход воды на орошение скруббера.....	5
1.2.2.	Состав газовой смеси на выходе скруббера.....	6
1.2.3.	Теплофизические характеристики газовой смеси на входе и выходе скруббера.....	7
1.2.4.	Основные геометрические размеры скруббера.....	8
1.3.	Расчёт насадочного скруббера.....	11
1.3.1.	Расход воды на орошение насадки.....	12
1.3.2.	Определение высоты насадки в скруббере.....	14
1.3.2.1.	Расчет нижней зоны скруббера.....	15
1.3.2.2.	Расчет верхней зоны скруббера.....	17
1.3.3.	Расчет высоты аппарата.....	18
1.4.	Условия равновесия процесса и определение конечной концентрации кислот.....	19
1.5.	Расчёт насадочного абсорбера.....	21
1.5.1.	Определение расхода абсорбента.....	21
1.5.2.	Определение диаметра абсорбера.....	22
1.5.3.	Определение высоты абсорбера.....	26
1.5.4.	Гидравлическое сопротивление колонны с насадкой.....	32
1.5.5.	Расчет и подбор вентилятора (газодувки).....	33
1.6.	Расчёт тарельчатого абсорбера.....	34
1.6.1.	Определение расхода абсорбера.....	34
1.6.2.	Определение диаметра абсорбера.....	35
1.6.3.	Определение высоты абсорбера	35
1.6.4.	Гидравлическое сопротивление абсорбера.....	39
2.	Дистилляция, перегонка.....	41
2.1.	Общие сведения.....	41
2.2.	Теоретическая часть.....	42
2.3.	Лабораторная работа.....	47
2.3.1.	Общие теоретические сведения.....	47
2.3.2.	Экспериментальная установка.....	48
2.3.3.	Описание экспериментальной установки.....	50
2.3.4.	Методика проведения работы.....	51
2.3.5.	Обработка опытных данных.....	52
	Приложения к разделу «Дистилляция».....	55
3.	Ректификация.....	61
3.2.	Расчет тарельчатой ректификационной колонны непрерывного действия.....	62
3.2.1.	Принципиальная схема установки.....	62

3.2.2.	Определение минимального и рабочего флегмовых чисел.....	63
3.2.3.	Материальный баланс процесса.....	68
3.2.4.	Определение числа теоретических ступеней процесса ректификации графическим способом.....	71
3.2.5.	Вычисление числа действительных тарелок.....	75
3.2.6.	Определение размеров колонны.....	76
3.2.7.	Тепловые расчеты установки.....	78
3.3.	Расчет вспомогательного оборудования.....	81
3.3.1.	Расчет трубопроводов.....	81
3.3.2.	Расчет теплообменной аппаратуры.....	83
3.3.3.	Расчет и выбор насоса для подачи исходной смеси на установку.....	84
3.4.	Лабораторная работа.....	85
3.4.1.	Описание экспериментальной установки.....	85
3.4.2.	Методика проведения работы.....	86
3.4.3.	Обработка экспериментальных данных.....	87
	Приложение к лабораторной работе.....	94
4.	Экстракция.....	95
4.1.	Общие сведения.....	95
4.2.	Разработка теоретических зависимостей и методики расчёта процесса экстракции водорастворимых компонентов из древесины лиственницы в роторно-пульсационном аппарате.....	97
4.2.1.	Анализ и разработка теоретических зависимостей процесса экстракции водорастворимых компонентов из древесины лиственницы.....	97
4.2.2.	Механизмы переноса массы при экстракции в системе жидкость – твёрдое тело.....	97
4.3.	Определение технологических параметров роторно-пульсационного аппарата.....	99
4.3.1.	Расчёт мощности, затрачиваемой роторно-пульсационным аппаратом.....	99
4.3.2.	Насосный эффект роторно-пульсационного аппарата проходного типа.....	103
4.3.3.	Полезная мощность роторно-пульсационного аппарата.....	103
4.4.	Лабораторная работа.....	106
4.4.1.	Описание установки.....	106
4.4.2.	Влияние фракционного состава древесины на степень извлечения.....	107
4.4.3.	Влияние температуры на степень извлечения водорастворимых компонент.....	108

4.4.4.	Влияние гидромодуля на степень извлечения водораствори- мых компонентов.....	109
5.	Оформление квалификационной работы.....	111
5.1.	Общие сведения.....	111
5.2.	Объём выпускной работы.....	112
5.3.	Общие требования к оформлению расчётно-пояснительной за- писки.....	112
5.4	Содержание разделов расчётно-пояснительной записки.....	115
5.5.	Графическая часть работы.....	118
	Библиографический список.....	122