

МИНИСТЕРСТВО ОБРАЗОВАНИЯ И НАУКИ  
ДОНЕЦКОЙ НАРОДНОЙ РЕСПУБЛИКИ  
ГОСУДАРСТВЕННОЕ ОБРАЗОВАТЕЛЬНОЕ УЧРЕЖДЕНИЕ  
ВЫСШЕГО ПРОФЕССИОНАЛЬНОГО ОБРАЗОВАНИЯ  
“ДОНЕЦКИЙ НАЦИОНАЛЬНЫЙ ТЕХНИЧЕСКИЙ УНИВЕРСИТЕТ”

КАФЕДРА «ТЕХНИЧЕСКАЯ ТЕПЛОФИЗИКА»

МЕТОДИЧЕСКИЕ УКАЗАНИЯ  
для самостоятельной работы по дисциплине  
"Интенсификация тепломасообменных процессов  
в технологических агрегатах"  
(для студентов для студентов очной и заочной форм обучения  
направления подготовки 22.04.02 «Металлургия» магистерской программы  
«Промышленная теплотехника»)

Донецк-2018

МИНИСТЕРСТВО ОБРАЗОВАНИЯ И НАУКИ  
ДОНЕЦКОЙ НАРОДНОЙ РЕСПУБЛИКИ  
ГОСУДАРСТВЕННОЕ ОБРАЗОВАТЕЛЬНОЕ УЧРЕЖДЕНИЕ  
ВЫСШЕГО ПРОФЕССИОНАЛЬНОГО ОБРАЗОВАНИЯ  
“ДОНЕЦКИЙ НАЦИОНАЛЬНЫЙ ТЕХНИЧЕСКИЙ УНИВЕРСИТЕТ”

КАФЕДРА «ТЕХНИЧЕСКАЯ ТЕПЛОФИЗИКА»

МЕТОДИЧЕСКИЕ УКАЗАНИЯ  
для самостоятельной работы по дисциплине  
"Интенсификация тепломасообменных процессов  
в технологических агрегатах"  
(для студентов для студентов очной и заочной форм обучения  
направления подготовки 22.04.02 «Металлургия» магистерской программы  
«Промышленная теплотехника»)

РАССМОТРЕНО  
на заседании кафедры  
технической теплофизики  
Протокол №12 от 31.05.2018 г.

УТВЕРЖДЕНО  
на заседании Учебно-издательского  
совета ДОННТУ  
Протокол № от

Донецк – 2018

УДК 669: 532.516.13

Рецензент:

Гридин Сергей Васильевич – кандидат технических наук, доцент кафедры промышленной теплоэнергетики ГОУВПО «ДОННТУ».

Составители:

Захаров Николай Иванович – профессор кафедры технической теплофизики ГОУВПО «ДОННТУ»;

Сапронова Елена Витальевна – старший преподаватель кафедры технической теплофизики ГОУВПО «ДОННТУ».

Методические указания для самостоятельной работы по дисциплине "Интенсификация тепломасообменных процессов в технологических агрегатах" [Электронный ресурс] для студентов для студентов очной и заочной форм обучения направления подготовки 22.04.02 «Металлургия» магистерской программы «Промышленная теплотехника» / ГОУВПО «ДОННТУ», Каф.технической теплофизики; сост. Н.И. Захаров, Е.В. Сапронова – Донецк: ДОННТУ, 2018. – Систем. требования Acrobat Reader.

Включают основные теоретические положения по расчету ректификационных колонн и методику их расчета.

Методические указания помогут студентам углубить теоретические знания и получить необходимые практические навыки.

УДК 669: 532.516.13

## СОДЕРЖАНИЕ

1 ЗАДАНИЕ ДЛЯ САМОСТОЯТЕЛЬНОЙ РАБОТЫ.....	5
2 ВЫБОР ТИПА КОЛОННЫ И ТЕПЛОВОЙ СХЕМЫ УСТАНОВКИ.....	5
3 РАСЧЕТ КОЛОННЫ.....	7
3.1 МАТЕРИАЛЬНЫЙ БАЛАНС КОЛОННЫ.....	7
3.2 МОЛЯРНЫЕ КОНЦЕНТРАЦИИ НКК.....	7
3.3 ФЛЕГМОВОЕ ЧИСЛО.....	8
3.4 ОПРЕДЕЛЕНИЕ ЧИСЛА ТАРЕЛОК КОЛОНН.....	9
3.5 ГРАФИЧЕСКОЕ ОПРЕДЕЛЕНИЕ ЧИСЛА ГОРЕЛОК.....	12
3.6 КОНСТРУКТИВНЫЙ РАСЧЕТ КОЛОННЫ.....	14
3.7 РАЗМЕРЫ ОСНОВНЫХ ЭЛЕМЕНТОВ КОЛПАЧКОВОЙ ТАРЕЛКИ .....	16
3.8 ШТУЦЕРЫ КОЛОННЫ.....	20
4 ТЕПЛОВОЙ БАЛАНС КОЛОННЫ .....	20
5 РАСЧЕТ КОЛОНН С СИТЧАТЫМИ ТАРЕЛКАМИ.....	22
7 ГИДРАВЛИЧЕСКИЙ РАСЧЕТ КОЛОНН.....	26
8 РАСЧЕТ ДЕФЛЕГМАТОРА КОЛОННЫ.....	29
9 РАСЧЕТ КОНДЕНСАТОРА.....	31
10 РАСЧЕТ ИСПАРИТЕЛЕЙ КОЛОННЫ.....	31
11 РАСЧЕТ ХОЛОДИЛЬНИКА.....	32
12 ИСПОЛЬЗОВАНИЕ ВТОРИЧНЫХ ТЕПЛОВЫХ РЕСУРСОВ В СХЕМЕ УСТАНОВКИ.....	32
13 ТЕПЛООБМЕННИК ДОГРЕВА СВЕЖЕЙ СМЕСИ.....	34
14 ВЫБОР НАСОСОВ В УСТАНОВКЕ.....	34
15 ВЫБОР КОНДЕНСАТООТВОДЧИКОВ.....	34
16 ВЫБОР ЗАПОРНОЙ И РЕГУЛИРУЮЩЕЙ АППАРАТУРЫ.....	35
ЛИТЕРАТУРА.....	35

## РАЧЕТ РЕКТИФИКАЦИОННОЙ КОЛОННЫ

Перегонная установка служит для разделения смесей жидкостей на составные части. Наиболее полное разделение смесей достигается путем ректификации. Процесс ректификации осуществляется в колоннах различных типов. При нагревании и испарении смеси двух или нескольких жидкостей с различными точками кипения, в результате тепло - и массообмена паров, поднимающихся вверх по колонне, с флегмой, стекающей вниз, происходит непрерывное обогащение паров низкокипящим компонентом (НКК).

### 1 ЗАДАНИЕ

1. Производительность колонн или цеха: начальная  $G_f$  кг/с, кг/ч или конечная (готовая продукт – дистиллят) -  $G_d$  кг/ч, (кг/с).
2. Концентрации (массовые, весовые, объемные, молярные и т.д.) компонентов в смеси. Чаще всего выражается массовая или весовая концентрации по НКК в процентах:  
 $a_f$  - начальная концентрация, %;  
 $a_\alpha$  - конечная концентрация (готового продукта), %;  
 $a_w$  – концентрация кубовых остатков %;
3. Начальная температура смеси –  $t_0$ , °С.
4. Греющий теплоноситель. Параметры его либо заданы или устанавливаются в зависимости от температуры разгоняемой смеси и источником теплоснабжения.
5. В задании указывается, какие необходимо сделать расчеты, какие выполнить чертежи и какие дополнительные вопросы нужно проработать по экономике, технике безопасности и др.

### 2 ВЫБОР ТИПА КОЛОННЫ И ТЕПЛОВОЙ СХЕМЫ УСТАНОВКИ

В зависимости от разгоняемой смеси, рода и параметров теплоносителя выбирается тип колонны: колпачковая, ситчатая, насадочная или другие (Л. 1-6). В зависимости от производительности можно принять одну или несколько колонн в установке.

После выбора типа колонны следует выбрать тепловую схему установки. Она должно давать возможность наилучшего использования тепла при соблюдении всех требований технологии.

На рис.1 представлена схема перегонной установки.

Свежая смесь, поступающая на разгонку подается в среднюю часть колонны. Температура смеси  $t_0$ , °С может быть равна температуре  $t_f$ , смеси на приемной тарелке, или отлична от нее. Пары НКК поднимаются вверх по тарелкам и уходят

в дефлегматор, в котором часть паров, или все пары конденсируются и стекают частично в калонну в виде флегмы, частично поступают в конденсатор и холодильник, где происходит полная конденсация и охлаждение жидкого компонента. Высококипящий компонент, ВКК, стекает вниз, в куб колонны и в виде кубовых остатков удаляется из колонны. Тепло на кипение в колонне подводится к теплообменнику куба колонны, который располагается или внутри куба или выносится в виде самостоятельного теплообменника. Конденсация паров НКК происходит обычно за счет подводимой к дефлегматору охлаждающей воды. В схемах целесообразно предусматривать использование тепла охлаждения и конденсации пара, а также тепла кубовых остатков на нагрев свежей смеси. В этом случае дефлегматор имеет две ступени. Первая ступень – охлаждение и конденсация за счет свежей смеси и вторая ступень – за счет охлаждения воды. Расход воды при этом сокращается.

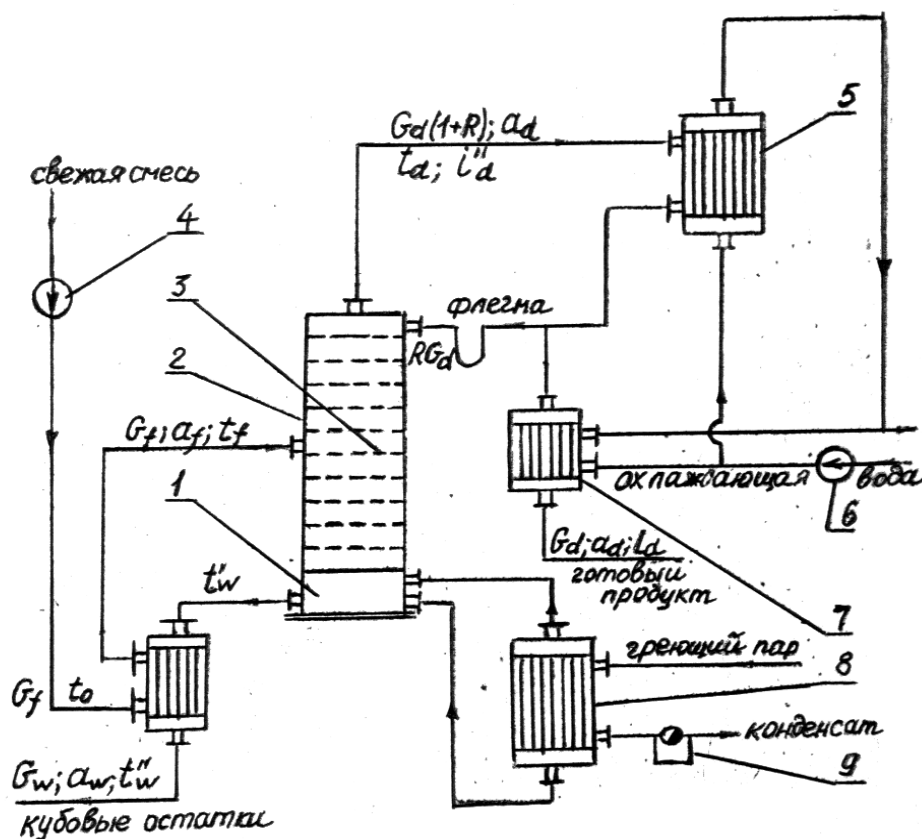


Рис.1 Тепловая схема ректификационной установки.

1-куб колонны, 2-колонна, 3-приемная тарелка, 4-насос свежей смеси, 5-дефлегматор-конденсатор, 6-насос охлаждающей воды, 7-холодильник готового продукта, 8-испаритель колонны, 9-конденсатоотводчик.

Подогрев раствора осуществляется по такой схеме - в одну, две или три ступени: первая ступень – нагрев в дефлегматоре, вторая ступень – нагрев в теплообменнике кубовых остатков, третья ступень – в случае недостаточного нагрева (до температуры на приемной горелке) – нагрев свежим паром.

Давление в колонне чаще всего атмосферное.

В случае, если колонна работает под давлением или разрежением, заданием указывается величина давления в той или иной части колонны. В колоннах атмосферного типа будем считать, что в начале расчета давление в верхней части колонны равно 0,1 – 0,103 Мпа (1,02 – 1,05 кг/см<sup>2</sup>), в кубе колонны 0,108 – 0,117 Мпа (1,1 – 1,2 кг/см<sup>2</sup>).

В задачу проекта входит тепловые, конструктивные и механические расчеты, обоснованный выбор всей аппаратуры и трубопроводов, соединяющих аппаратуру и выполнены соответствующие чертежи. Точный объем работы определяется заданием.

### 3 РАСЧЕТ КОЛОННЫ

Задачей расчета является определение основных размеров колонны, размеров внутренних устройств (колпачков, сеток, набивки, трубчатки), составление материальных и тепловых балансов, определение расходов тепла и электроэнергии.

#### 3.1 МАТЕРИАЛЬНЫЙ БАЛАНС КОЛОННЫ

Производительность колонны по готовому продукту – дистилляту, или по начальной смеси находится из баланса по низкокипящему компоненту:

$$G_f = G_w + G_\alpha \quad (1)$$

где  $G_w$  - производительность по кубовым остаткам;

$G_\alpha$  – производительность по готовому продукту.

В зависимости от заданных величин, находим  $G_f$ ,  $G_\alpha$ ,  $G_w$ .

#### 3.2 МОЛЯРНЫЕ КОНЦЕНТРАЦИИ НКК

Если заданы массовые концентрации  $a_f$ ,  $a_\alpha$ ,  $a_w$ , то для построения кривой равновесия необходимо пересчитывать их в молярные концентрации. Для каждого вещества, по таблицам, находятся молярные концентрации в каждой фазе -  $x_f$ ,  $x_w$ ,  $x_\alpha$  соответствующие концентрациям  $a_f$ ,  $a_w$ ,  $a_\alpha$ . При отсутствии таблиц пересчет можно провести по балансам концентраций. Так для двухкомпонентной смеси с компонентами А и Б с молекулярными весами  $m_A$  и  $m_B$ , молярные концентрации определяются соотношениями:

в начальной смеси,

$$x_f = \frac{\frac{a_f}{m_A}}{\frac{a_f}{m_A} + \frac{100 - a_f}{m_B}} \quad (2)$$

в дистилляте,

$$x_{\alpha} = \frac{\frac{a_{\alpha}}{m_A}}{\frac{a_{\alpha}}{m_A} + \frac{100 - a_{\alpha}}{m_B}} \quad (3)$$

в кубовых остатках,

$$x_w = \frac{\frac{a_w}{m_A}}{\frac{a_w}{m_A} + \frac{100 - a_w}{m_B}} \quad (4)$$

### 3.3 ФЛЕГМОВОЕ ЧИСЛО

Работа колонны зависит в большей степени от величины флегмового числа

$$R = \beta R_{\min} \quad (5)$$

где  $\beta$  – коэффициент избытка флегмы, изменяется в широких пределах:

$$\beta = 1,1 - 5 \quad / \text{Л.1} - 5,8 /$$

Минимальное флегмовое число определяется из уравнения концентрации для верхней части колонны

$$R = \frac{x_{\alpha} - y_f}{y_f - x_f} \quad (6)$$

где  $y_f$  - молярная концентрация в паровой фазе, соответствующая концентрации в жидкости  $x_f$ .

Оптимальное число тарелок находится из графической зависимости



$$R = f(n)$$

где  $n$  – число тарелок.

Задаваясь различными значениями  $R$ , определяется число тарелок  $n$ . Чем меньше  $R$ , тем больше  $n$  и, следовательно, размеры колонны.  $R_{\text{опт}}$  определяют точкой  $M$ , рис.2, для которой крутая кривая переходит в пологую. При увеличении  $R > R_{\text{опт}}$  число тарелок уменьшается незначительно.

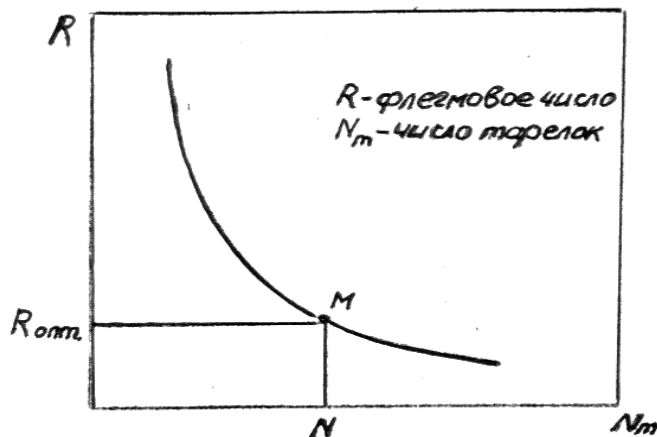


Рис.2  $R = f(Nm)$

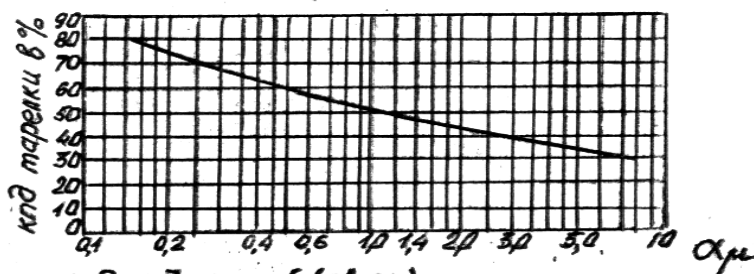


Рис.3  $\eta = f(\alpha \mu)$   
 $\alpha$  - летучесть,  $\mu$  - вязкость смеси.

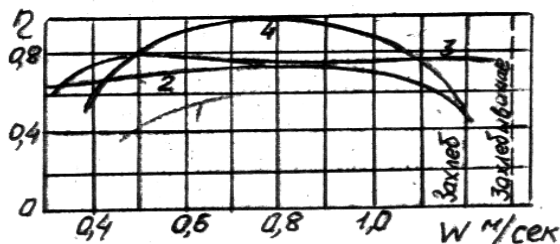


Рис.4 Зависимость общего кд тарелок  $\eta$  от скорости пара в сечении колонны  
 1-ситчатая тарелка с отбойными элементами;  
 2-колпачковая тарелка; 3-клапанная прямоочная тарелка;  
 4-5 – образная тарелка.

### 3.4 ОПРЕДЕЛЕНИЕ ЧИСЛА ТАРЕЛОК КОЛОННЫ

Расчет числа тарелок колонн может быть выполнен аналитически и графическим путем. При расчете приняты допущения:

1. Количество пара в кг.молях на 1 кг.моль дистиллята проходящего снизу вверх по колонне – постоянно.
2. Смесь вводится в колонну нагретой до температуры кипения на приемной тарелке.
3. Конденсат после дефлегматора имеет состав пара на верхней тарелке.
4. Тепло для парообразования сообщается в теплообменнике куба колонны с закрытым паром.

Для расчета колонны необходимо наличие кривой равновесия разгоняемой смеси в координатах  $x$  и  $y$ , построенной по опытным данным, и наличием таблиц  $x$ - $y$ .

$x$  и  $y$  – молярные концентрации низкокипящего компонента в жидкости и в равновесии с ней в паре.

Расчетные уравнения рабочих линий колонны; (Л.4 – 6,8),  
а/ для верхней части (выше приемной тарелки)

$$y_{n+1} = \frac{R}{R+1} \cdot x_n + \frac{x_\alpha}{R+1} \quad (7)$$

или

$$y_{n+1} = Ax_n + B \quad (8)$$

где

$$A = \frac{R}{R+1}; \quad B = \frac{x_\alpha}{R+1} \quad (8a)$$

Счет тарелок в этом случае производится сверху вниз.

где  $y_{n+1}$  - содержание низкокипящего компонента в понимающемся паре с последующей тарелки;

$R$  – флегмовое число;

$x_n$  – содержание НКК в жидкости на данной тарелке.

Для первой тарелки на основании допущений имеем  $y_1 = x_\alpha$ .

По значению  $y_1$ , по таблицам или кривой равновесия находим равновесное состояние жидкости на первой тарелке  $x_1$ .

Для второй тарелки:  $y_2 = Ax_1 + B$ .

По  $y_2$  находим  $x_2$  и т.д.

Расчет следует вести до тех пор, пока значение  $x_n$  не будет равно или меньше  $x_f$ .

В результате расчета верхней части получаем число тарелок  $n_B$ .

б/ Для нижней исчерпывающей части колонны ( ниже приемной тарелки )  
рабочее уравнение:

$$y'_{n+1} = \frac{R+F}{R+1} \cdot x'_n - \frac{F-1}{R+1} \cdot x_w \quad (9)$$

или

$$y'_{n+1} = A' x'_n - B' \quad (9a)$$

где  $F$  – число кг/молей свежей смеси на 1 кг.моль дистиллята

$$F = \frac{G_f \cdot m_f}{G_a \cdot m_a}$$

где  $m_f$  и  $m_a$  – молекулярные массы свежей смеси и дистиллята, вычисляемые по уравнению

$$m = x_a m_a + (1 - x_a) m_\sigma \quad (10)$$

Расчет идет аналогично верхней части. Счет тарелок – сверху вниз.

Для последней тарелки  $x'_n \leq x'_w$ . Число тарелок нижней части -  $n_H$ .

Общее число тарелок  $n = n_B + n_H$ .

Действительное число тарелок:  $n_0 = \frac{n}{\eta} \quad (11)$

где  $\eta$  – КПД тарелки. По литературным данным  $\eta$  лежит в широких пределах от 0,2 до 0,9. / Л.1 – 8,11 / .

КПД зависит от летучести  $\alpha$ , вязкости  $\mu$  жидкой смеси. Опытный график рис.3 построен в координатах  $\eta = f(\alpha\mu)$  по уравнению:

$$\eta = 0,49 (\alpha\mu)^{-0,245} \quad (12)$$

Летучесть смеси:

$$\alpha = \frac{y}{1-y} \cdot \frac{1-x}{x}$$

Вязкость смеси находится по таблицам, в зависимости от концентрации, температуры или определяется из уравнения:

$$\lg \mu = x_A \lg \mu_A + x_B \lg \mu_B$$

где  $\mu_A$  и  $\mu_B$  – вязкость компонентов жидкой фазы санипуазах.

Средний КПД колонны:

$$\eta_{cp} = \frac{\eta_f + \eta_\alpha + \eta_w}{3} \quad (13)$$

где  $\eta_f$ ,  $\eta_\alpha$ ,  $\eta_w$  - КПД по исходной смеси, по готовому продукту и по кубовым остаткам.

При оценке КПД следует принимать во внимание также величину скорости пара в колонне и конструкцию колонны. На рис.4 приведены данные исследований для смеси, ортометинол – толуол при  $t = 200^\circ\text{C}$  и давлении до  $10 \text{ кг/см}^2$ .

Для смеси вода- этиловый спирт имеются рекомендации / Л.1 /, приведенные в таблице 1.

Таблица 1

Рабочее давление		$\eta$ при расстоянии между тарелками			
МПа	мм.рт.ст.	125мм	200	270	415
0,0666	50	0,52	0,6	0,63	0,68
0,0133	100	0,66	0,66	0,70	0,72
0,0334	250	0,68	0,70	0,72	0,74
0,1013	760	0,70	0,80	0,83	0,88

Можно определить число тарелок пользуясь коэффициентом массопереноса (Л.1)

### 3.5 ГРАФИЧЕСКОЕ ОПРЕДЕЛЕНИЕ ЧИСЛА ГОРЕЛОК

Для решения задачи необходимо наличие диаграмм равновесия (рис.5)  
Уравнение верхней части колонны:

$$y_{n+1} = Ax_n + B$$



Теоретическое число тарелок, при условии достижения равновесия пара и жидкости определяется следующим построением.

Для первой горелки по  $y_1 = x_{\alpha}$ , по диаграмме, находим  $x$ . Для  $x_1$ , на линии рабочего уравнения  $y_{n+1} = Ax_n + B$ , находим значение  $y_2$ : по  $y_2$ , на диаграмме находим равновесное значение  $x_2$  и т.д. до тех пор, пока  $x_n$  не будет меньше  $x_w$ . Число ступенек равно теоретическому числу тарелок.

Действительно число тарелок определяется как выше указано:

$$n_0 = \frac{n}{\eta}$$

### 3.6 КОНСТРУКТИВНЫЙ РАСЧЕТ КОЛОННЫ

Диаметр колонны можно определить из уравнения неразрывности.

Количество пара, проходящего через колонну

$$V = \frac{G_{\alpha}(R+1)}{3600\rho_n}, \quad \text{м}^3/\text{с} \quad (14)$$

где  $\rho_n$  – средняя плотность пара в колонне вычисляется по температуре кипения при средней молярной концентрации в колонне или в её отдельных частях  $\mathcal{G}_{\text{cp}}$ ,

$$\rho_n = \frac{m_{\text{cm}} \cdot P}{846 \cdot T} \quad (15)$$

где  $m_{\text{cm}}$  средняя молекулярная масса смеси паров для колонны или её участков:

$$m_{\text{cm}} = x_a m_a + (1 - x_a) m_{\sigma}$$

где  $x_A$  – молярная доля компонента А при средней молярной концентрации пара  $\mathcal{G}_{\text{cp}}$ ;

$m_a, m_{\sigma}$  – молекулярные массы компонентов.

$P$  – давление пара в колонне. Обычно  $P$  близко к атмосферному давлению -  $10^4 \text{ кг/м}^2$ .

$T$  – абсолютная температура пара (кипение) при средней концентрации пара в колонне  $\mathcal{G}_{\text{cp}}$

Для определения скорости пара  $w_n$  в свободном сечении колонны рекомендуются различные формулы. Для уменьшения уноса жидкости желательно иметь меньшие скорости и большие расстояния между тарелками. Однако оба эти фактора увеличивают габариты колонны. В типовых колонных аппаратах

расстояние между тарелками нормируется. Поэтому при расчете лучше ориентироваться на определенный тип колонны.

Расстояние между тарелками  $H$  рекомендуется брать в зависимости от диаметра колонны  $D_k$ , приведено в таблице 2.

Таблица 2

$D_k$ , м	0-0,6	0,6-1,2	1,2-1,8	1,8 более
$H$ , мм	152	305	460	610

По нормам Главхиммаша для колонн с круглыми колпачками под атмосферным давлением  $H = 250, 300, 400, \text{ и } 450 \text{ мм}$ .

Уравнение для определения скорости пара:

1/ для брагоперегонных колпачковых колонн:

$$W_{\Pi} = \frac{0,305 \cdot H}{60 + 0,05 \cdot H} - 0,12 h_{\sigma}, \text{ м/с} \quad (16)$$

где  $h_{\sigma}$  – глубина обработанного слоя или расстояние между краем колпачка и уровнем жидкости на тарелке, мм.

$$h_{\sigma} = 35 - 40 \text{ мм}$$

2/ для водоспиртовых смесей:

$$W_{\Pi} = A \cdot \rho_n^{-m}, \text{ м/с} \quad (17)$$

$A = 135$	$150$	$200$	$300$	$400$	$500$
$A = 0,54$	$0,62$	$0,82$	$1,02$	$1,1$	$1,14$
$m = 0,426$	$0,49$	$0,545$	$0,49$	$0,47$	$0,465$

( при  $H = 135 \text{ и } 150 \text{ мм}$ ,  $A$  и  $m$  для  $\rho_{\Pi} \geq 0,2 \text{ кг/м}^3$

3/

$$W_{\Pi} = K \sqrt{(\rho_{ж} - \rho_n) \cdot \rho_n} \quad (18)$$

$H = 460 \quad 610 \quad 760$

$K = 0,071 \quad 0,0677 \quad 0,0985$

$\rho_{ж}$  – средняя плотность жидкости  $\text{кг/м}^3$ .

$\rho_{ж} = \rho_A x_{Acp} + \rho_B (1 - x_{Acp}) \quad \text{кг/м}^3$ .

4/ В нефтеперерабатывающей промышленности:

$$W_{\Pi} = \frac{K_1}{\sqrt{\rho_n}} \quad \text{м/с} \quad (19)$$

$K_1 = 0,5 - 1,6$  ( $K_1 = 0,818$ )

5/ Можно скорость определить по предельной скорости пара  $W_{пред}$ , допускаемой в колоннах, рис.6.

$$W_{\Pi} = 0,8 W_{пред}$$

Живое сечение колонны:  $F_k = \frac{V_n}{W_n} \quad \text{м}^2$

и диаметр колонны:

$$D_k = \sqrt{\frac{4F_k}{\pi}} \quad \text{м.}$$

Для более точного расчета необходимо составить балансы расхода пара по тарелкам и расчет вести по среднему значению  $G_{\text{ср}}$  (Л.4).

Полученное значение  $D_k$  округляем до стандартного диаметра. По нормалям Главхиммаша (Л.7)

$$D_k = 0,4 - 3,0 \text{ м.}$$

Высота колонны  $H_k$  определяется числом тарелок, расстоянием между ними, высотой кубовой части  $H_{\text{куб}}$  и высотой сепарационной части над верхней тарелкой  $H_{\text{сеп}}$ .

$$H_k = Hn_d + H_{\text{куб}} + H_{\text{сеп}}$$

где  $H$  – расстояние между тарелками;  
 $n_d$  - действительное число тарелок.

$H_{\text{куб}}$  и  $H_{\text{сеп}}$  можно принять по таблице 3.

Таблица 3.

Диаметр колонного аппарата, мм	Высота частей, мм	
	кубовой	сепарационной
400 - 1000	1500	600
1200 - 2200	2000	1000
2400 и выше	2500	1400

### 3.7 РАЗМЕРЫ ОСНОВНЫХ ЭЛЕМЕНТОВ КОЛПАЧКОВОЙ ТАРЕЛКИ

Размеры основных элементов колпачковой тарелки приведены на рис.7.

Диаметр парового патрубка  $d_n$  принимается по нормалям НИИХиммаша (Л.7,20) 60, 80, 100 и 150 мм. Число колпачков определяется по нормалям или из практических указаний, считая, что живое сечение всех паровых патрубков составляет 10 % живого сечения колонны. При числе колпачков  $n_k$ .

$$n_k \cdot \frac{\pi d_n^2}{4} = 0,1 \cdot \frac{\pi D_k^2}{4} \quad (20)$$



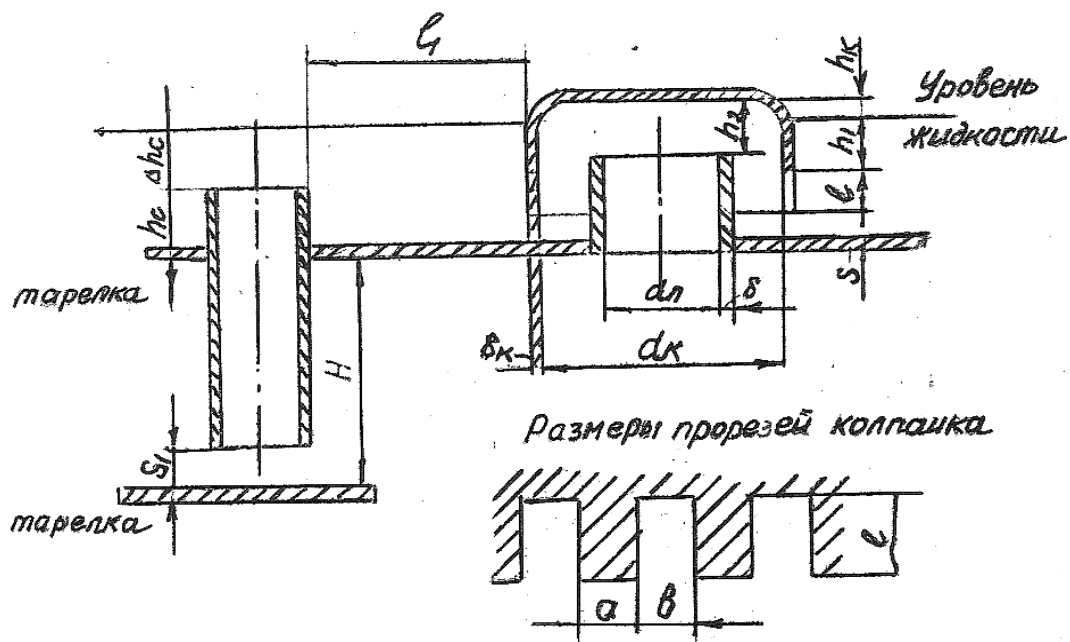


Рис.7 Размеры колпачка.

Возвышение колпачка над первым патрубком  $h_2$  определяется по равенству сечений для прохода пара.

$$\frac{\pi d_n^2}{4} = \pi d_h h_2 \longrightarrow h_2 = 0,25 \quad (21)$$

Диаметр колпачка  $d_k$  так же по равенству сечения:

$$\frac{\pi d_n^2}{4} = \frac{\pi}{4} (d_k^2 - (d_n - 2\delta)^2)$$

$$d_k = \sqrt{d_n^2 + (d_n + 2\delta)^2} \quad (22)$$

Возвышение нижнего края зубца колпачка над тарелкой.

$$S = 0 - 25 \text{ мм. (Л.11)} \quad (22a)$$

Возвышение уровня жидкости над верхним обрезом прорезей колпачков. (Л.11)

$$h_1 = 15 - 40 \text{ мм.} \quad (22б)$$

Высота прорезей  $L$  находится из условий оптимального барботажа, соответствующего полному открытию прорезей для пара при  $W_{пр} \geq W_{откр}$

$$W_{\text{откр}} = \frac{V_n}{\frac{\pi d_n^2}{4} \cdot n_k}$$

$$L = \frac{W_{\text{откр}}^2 \zeta \rho_n}{g \rho_{\text{ж}}} \quad (23)$$

$\zeta$  – коэффициент сопротивления, рекомендуемые значения указаны в таблице 4.

Таблица 4

Тарелки	Z
Колпачковые	4,5 – 5
Ситчатые	-
$d_0 = 0,7 - 0,1$	1,82
$d_0 = 0,15 - 0,2$	1,45
Провальные:	
дырчатые	2,1
решетчатые	1,4 – 1,5
Трубчато-решетчатые	0,9 – 1,0

Ширина прорезей  $b$  и их количество  $i$  зависит от  $d_k$ . Считаем, что живое сечение всех прорезей равно живому сечению патрубка:

$$i b l = \frac{\pi d_n^2}{4}$$

Кроме того имеем:

$$i (a + b) = \pi d_k$$

Отсюда:

$$i = \frac{\pi}{a} \left( d_n - \frac{d_n^2}{4l} \right) \quad (24)$$

$$b = \frac{\pi d_n^2}{4li} \quad (25)$$

$a = 3 - 4$  мм.       $b = 2 - 7$  мм.

При выборе типового колпачка все размеры выбираются по нормальям и проверяются скорости в сечениях колпачка.

Диаметр сливного патрубка  $d_c$  из уравнения.

$$F_{\text{сл}} = \frac{G_{\text{ж}}}{3600 \cdot \rho_{\text{ж}} \cdot w_{\text{сл}} \cdot z_{\text{сл}}}$$

$\rho_{\text{ж}}$  - средняя плотность стекающей жидкости, кг/м<sup>3</sup>,

$$\rho_{ж} = \rho_A x_{ср} + \rho_B (1 - x_{ср}) \quad (\text{Л.2,11})$$

$w_{сл}$  – скорость жидкости в сливном патрубке,

$$w_{сл} = 0,1 - 0,2 \text{ м/с.}$$

$Z$  – число сливных патрубков – 1, 2, 4, 6, 8, в зависимости от количества стекающей жидкости и диаметра колонны (Л.2,7,4,11),

$G_{ж}$  - количество стекающей жидкости кг/ч,

$$\text{в верхней части колонны } G_{ж}^B = G_{\alpha}R$$

$$\text{в нижней части колонны } G_{ж}^H = G_{\alpha}R + G_f.$$

Высота уровня жидкости над сливным патрубком (Л.2,4,7,11)

$$\Delta h_c = \sqrt[3]{\left(\frac{V_{жс}}{3600 \cdot 1,25 \cdot \pi \cdot d_{сл}}\right)^2} \quad (26)$$

Расстояние от нижнего горца сливной трубы до следующей тарелки  $S_1$ , по равенству сечений:

$$\frac{\pi d_c^2}{4} = \pi d_c S_1 \quad \longrightarrow \quad S_1 = 0,25 d_c \quad (27)$$

Возвышение верхнего горца сливного патрубка над тарелкой  $h_c$  из рис.7. Аналогично для сливного порога.

$$h_c = (h_1 + l + s) - \Delta h_c \quad (28)$$

Размещение колпачков на горелках производят по вершинам правильного треугольника ( шахматное ) или по окружностям.

Шаг колпачков:

$$t_{\min} = d_k + 2\delta_k + e_1 \quad (29)$$

где  $\delta_k$  - толщина стенки колпачка,  
 $e_1$  - зазор 35 мм или  $e_1 = (2,5 - 0,25) d_k$

Расстояние от оси сливного патрубка до оси ближайшего колпачка:

$$t_1 = 0,5 d_c + \delta_c + 0,5 d_k + \delta_k + e_2 \quad (30)$$

где  $\delta_c$  - толщина стенки сливного патрубка,  
 $e_2$  - зазор = 75мм.

Расстояние между тарелками проверяется по уравнению:

$$H_{\min} = 23300 \frac{\rho_n}{\rho_{жс}} \left( \frac{F_k \cdot W_n}{\pi \cdot n_k \cdot d_k} \right)^2 \quad (31)$$

$W_n$  - минимальная скорость пара в сечении колонны м/с.

$W_n$  - необходимо вычислить по принятому стандартному диаметру колонны.

### 3.8 ШТУЦЕРЫ КОЛОННЫ

Диаметры штуцеров для ввода смеси, пара, для отвода пара и жидкости, находятся из уравнения неразрывности по расходу вещества в данном штуцере и скорости пара или жидкости в штуцерах.

#### 4 ТЕПЛОВОЙ БАЛАНС КОЛОННЫ / рис.1

Приход тепла, кДж/ч (ккал/ч)

а/ Со свежей смесью

$$Q_1 = G_f \cdot i_f = G_f \cdot C_f \cdot t_f \quad (32)$$

где  $i_f$  – энтальпия начальной смеси по таблицам;  
 $c_f$  – теплоемкость начальной смеси - по таблицам.

Можно определить  $Q_1$  следующим образом:

$$Q_1 = G_f \left( C_A \frac{a_f}{100} + C_B \frac{100 - a_f}{100} \right) \cdot t_f \quad (33)$$

где  $C_A$  и  $C_B$  - теплоемкость компонентов.

б/ С флегмой:

$$Q_2 = G_\alpha \cdot R \cdot i_d \quad (33a)$$

где  $i_d$  - энтальпия флегмы, по таблицам:

или

$$Q_2 = G_d \cdot R \left( C_A \frac{a_d}{100} + C_B \frac{100 - a_d}{100} \right) \cdot t_d \quad (33б)$$

в/ с греющим паром:

$$Q = D(i - i_k) \quad (34)$$

где  $D$  – расход греющего пара, кг/ч;

$i, i_k$  - энтальпия пара и конденсата.

Расход тепла, кДж/ч (ккал/ч)

а/ С паром, уходящим в дефлегматор:

$$Q_3 = G_d (R + 1) \cdot i_d \quad (35)$$

где  $i_d$  - энтальпия пара смеси

или

$$Q_3 = G_d(R+1) \left[ \left( r_A \cdot \frac{a_d}{100} + r_B \cdot \frac{100-a_d}{100} \right) + \left( c_A \cdot \frac{a_d}{100} + c_B \cdot \frac{100-a_d}{100} \right) td \right] \quad (35a)$$

где  $r_A, r_B$  - теплоты парообразования компонентов, по таблицам.

С кубовыми остатками:

$$Q_4 = G_w \cdot i_w = G_w \left( C_A \cdot \frac{a_w}{100} + C_B \cdot \frac{100-a_w}{100} \right) \cdot t_w \quad (36)$$

в/ В окружающую среду -  $Q_5 = (0,02 \div 0,03) \cdot Q_1$

$$Q_5 = \alpha_{из} \cdot F_{из} (t_{из} - t_{ном}) + \alpha_{неиз} \cdot F_{неиз} (t_{неиз} - t_{ном}) \quad (37)$$

где  $\alpha_{из}, \alpha_{неиз}$  - коэффициенты теплоотдачи изолированных и неизолированных частей колонны.

$F_{из}, F_{неиз}$  - соответственно площади теплоотдачи, по чертежам выбранной колонны.

$t_{из}, t_{неиз}$  - температура изолированной и неизолированной поверхностей колонны.

Можно найти потерю тепла и по коэффициентам теплоотдачи  $k_{из}$  и  $k_{неиз}$ .  $\alpha$  и  $k$  определяются обычным путем (Л.1,2,4,12,13).

Баланс тепла:

$$Q_1 + Q_2 + Q = Q_3 + Q_4 + Q_5, \text{ откуда тепло пара } Q = Q_3 + Q_4 + Q_5 - Q_1 - Q_2 \quad (38)$$

Статьи теплового баланса сводим в таблицу 5.

Таблица 5

Статьи баланса	обозначение	КДж/ч	%
<u>Приход тепла</u>			
со свежей смесью	$Q_1$		
с флегмой	$Q_2$		
с паром	$Q_3$		
<b>ИТОГО:-</b>			
<u>Расход тепла:</u>			
В дефлегматор	$Q_3$		
С кубовыми остатками	$Q_4$		
В окружающую среду	$Q_5$		

Расход пара для испарителя:

$$D = \frac{Q}{i - i_k}$$

Расчет колонны с другими типами колпачков аналогичен.

## 5 РАСЧЕТ КОЛОНН С СИТЧАТЫМИ ТАРЕЛКАМИ

Число тарелок ситчатой колонны определяется так же, как и для колпачковой колонны.

Диаметр отверстий тарелки  $d_{отв}$  обычно 2-6мм.

Толщина отверстий тарелки:

$$\delta_m = (0,5 - 0,8 / d_{отв.})$$

Шаг отверстий на тарелке:

$$t = (2,5 - 5) d_{отв}$$

Отверстия размещаются на тарелке по шестиугольнику.

При расположении отверстий следует учитывать наличие на тарелке сливных устройств. Кроме того, обычно на кольце шириной 50 мм (принимая к обочине колонны) перфорации не делается. Отсутствует перфорация и у сливных устройств на расстоянии 75 – 100мм. Сливная планка устанавливается высотой 20-40мм. При  $D_k$  больше 1,5-1,8мм принимают два и более слива.

Площадь живого сечения отверстий:

$$F_{отв} = \frac{V_n}{W_{отв}} \cdot 10^4 \quad \text{см}^2 \quad (39)$$

$W_{отв}$ - скорость пара в отверстиях 5-6 м/с.

Площадь живого сечения колонны:

$$F_k = \frac{V_n}{W_n} \quad \text{м}^2.$$

$W_n$  – скорость пара в свободном сечении колонны.

Рекомендуется вводить поправочный коэффициент для расчета скорости пара в ситчатой тарелке:

$$W_{пред.сит} = W_{пред} \cdot 1,35$$

$W_{пред}$  по графику рис.8

Расстояние между тарелками принимать 200-250 мм.

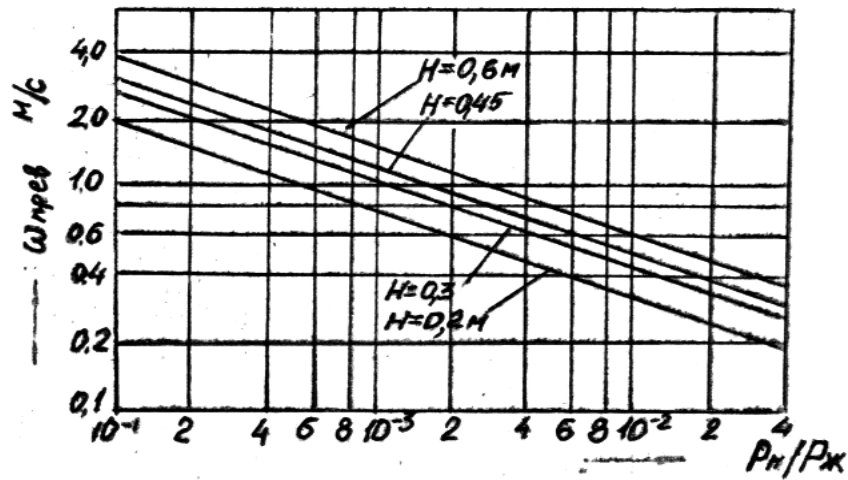


Рис. 8 Предельная скорость пара.

Диаметр колонны определяется уравнением:

$$D_k = \sqrt{\frac{4 \cdot V_n}{\pi \cdot W_n}}$$

После этого выбираем по нормалям колонну с ближайшим размером и уточняем скорость пара в колонне:

Скорость пара после окончательного расчета следует проверить (Л.14).

$$W_n = 0,22 \left( \frac{H}{1+H} - 2 \cdot h_{ж} \right) \cdot \sqrt{\frac{\rho_{ж}}{\rho_n}} \quad (40)$$

где  $H$  – расстояние между тарелками;

$h_{ж}$  - высота исходного слоя жидкости на тарелке.

$$\text{и } H \geq 2h = 2 \left( h_{ж} + \frac{\Delta p}{\rho_{ж} \cdot g} \right) \quad (41)$$

где  $\Delta p$  – гидравлическое сопротивление тарелки;

$h$  - высота жидкости в сливном устройстве.

## 6 РАСЧЕТ НАСАДАЧНОЙ КОЛОННЫ

В насадочных колоннах процессами тепло- и массообмена происходит на поверхности насадок из инертных тел определенной формы (кольца Рашига, шарики, планки, кусочки и т.д.).

Расчет насадочных колонн можно провести аналогично расчетам оросительных теплообменников с насадками (Л. 1, 2, 12, 13).

Подробная методика расчета колонн изложена в (Л.3-5,15).

Диаметр колонны определяется по количеству и скорости пара, которая зависит от типа насадки.

$$W_n = 0,8W_{кр} \quad \text{м/с,}$$

где  $W_{кр}$  – скорость пара, соответствующая началу захлебывания колонны.

$$W_{кр} = \frac{Re \cdot f_{уд} \cdot \mu_n}{4 \cdot \rho_n} \quad (42)$$

Критерий Рейнольдса подсчитывается или для всей колонны или для отдельных частей ( верхняя, нижняя ).

$$Re = 0,045 \cdot Ar^{0,57} \cdot \left( \frac{G_{жс}}{G_n} \right)^{0,43} \quad (43)$$

Критерий Архимеда:

$$Ar = \frac{g \cdot d_э^3 \cdot \rho_n \cdot (\rho_n + \rho_{жс})}{\mu_n^2} \quad (44)$$

В уравнениях (42), (43), (44):

$f_{уд}$  – удельная поверхность насадки  $\text{м}^2/\text{м}^3$ .

$d_э$  – эквивалентный диаметр насадки, равный:

$$d_э = \frac{4 \cdot V_c}{f_{уд}}, \text{ м} \quad (45)$$

где  $V_c$  – свободный объем насадки  $\text{м}^3/\text{м}^3$ .

$f_{уд}$ ,  $V_c$  – берутся по таблицам ( Л.2,3,10 ), в зависимости от типа выбранной насадки;

$\rho_n$  – средняя плотность пара для колонны или её частей, определяется по средней концентрации  $\mathcal{G}_{cp}$  и температуре  $t_n = f(\mathcal{G}_{cp})$ ;

$\rho_{жс}$  – средняя плотность жидкости – по средней концентрации жидкости и температуре;

$\mu_n$  – вязкость паров смеси - при средней концентрации  $\mathcal{G}_{cp}$  и температуре  $t_n = f(\mathcal{G}_{cp})$ ;

$G_n = G_d (R + 1)$  - количество поднимающихся паров;

$G_{жс} = G_d \cdot R$  - количество стекающей жидкости для верхней части колонны;

$G_{жс} = G_d \cdot R + G_f$  - количество стекающей жидкости для нижней части колонны.



Для насадочных колонн обычно вычисляется отдельно диаметр верхней и нижней части.

Высота насадки  $H_n$ .

$$H_n = n_{\partial} \cdot h_{\text{экв}} = n_{\partial} \cdot h_{\text{экв}}^{\partial} + n_n \cdot h_{\text{экв}}^n$$

$n_{\partial}$  - действительное число тарелок ( $n_n$  - число тарелок в нижней части,  $n_{\partial}$  - число тарелок в верхней части);

$h_{\text{экв}}$  - высота насадки, эквивалентная одной тарелке (Л.2-5,15).

## 7 ГИДРАВЛИЧЕСКИЙ РАСЧЕТ КОЛОНН

Как указывалось, перед расчетом колонны задаваемой предварительно величинами давлений в колонне на основании практических данных.

После расчета колонны следует провести гидравлический расчет колонны и уточнить принятые значения давлений.

### 7-1. Колпачковые колонны.

Гидравлическое сопротивление тарелки колпачковой колонны:

$$\Delta p_{k.k} = \Delta p_{\text{сух}} + \Delta p_{\text{ст}} + \Delta p_{\text{повнат}} \quad (46)$$

где  $\Delta p_{\text{сух}}$  - сопротивление сухой тарелки;

$\Delta p_{\text{ст}}$  - сопротивление слоя жидкости на тарелке;

$\Delta p_{\text{повнат}}$  - сопротивление поверхностного натяжения.

$$\Delta p_{\text{сух}} = \zeta \cdot \frac{W_{\text{прор}}^2}{2} \cdot \rho_n, \text{Па}(\text{н} / \text{м}^2) \quad (47)$$

где  $W_{\text{прор}}$  - скорость пара в прорезях после конструирования колпачка:

$$W_{\text{прор}} = \frac{V_n}{F_{\text{прор}}}$$

где  $F_{\text{прор}}$  - живое сечение всех прорезей,

$\zeta$  - коэффициент сопротивления прорезей;  
(см. таблицу 4)

$$\Delta p_{cm} = 1,3 \cdot g \cdot k \cdot \rho_{ж} \cdot \left( e + \frac{\ell}{2} + 8 \cdot h_c \right) \quad (48)$$

где  $k$  - отношение плотности пены к плотности чистой жидкости ( $k=0,5$ );

$\rho_{ж}$  - плотность жидкости,  $\text{кг/м}^3$ .

$e$  - расстояние от верхнего края прорезей до верха сливного порога, по чертежу тарелки и колпачка;

$\ell$  - высота прорезей, - м;

$\Delta h_c$  - высота уровня жидкости над сливным порогом, м. см.рис.7 и § 3-7.

Для проверки,  $\Delta h_c$  можно определить по формуле:

$$\Delta h_c = \frac{V_{жс}}{3600 \cdot 1,85 \cdot \Pi \cdot k} \quad (49)$$

где  $\Pi$  - периметр сливного порога м,  $k = 0,5$ .

$V_{жс}$  - объем стекающей жидкости м<sup>3</sup>.

$$\Delta p_{пов.нат} = \frac{4 \cdot \sigma_{жс}}{d_э} \text{ Па.} \quad (50)$$

где  $d_э$  - эквивалентный диаметр прорези, м.;

$$d_э = \frac{4 \cdot b \cdot \ell}{2 \cdot (b + \ell)}$$

$\sigma_{жс}$  - поверхностное натяжение жидкости н/м, по таблицам (л.2 ) при средней концентрации и соответствующей ей температуре кипения.

Расчет можно вести для всей колонны по средним величинам или более точно для верхней и нижней части колонны в отдельности. В последнем случае общее сопротивление колонны будет равно:

$$\Delta p_k = \Delta p_{тар.ниж} \cdot n_n + \Delta p_{тар.вер} \cdot n_v$$

### 7-2. Ситчатые колонны.

Проф. Кафаров В.В. (Л.18) рекомендует для расчета  $\Delta p_{тар}$  и при  $W_{\Pi} \geq 0,3$  м/с формулу:

$$\Delta p_{тар} = 0,85 \cdot W_{отв}^{1,28} \cdot \sigma_{жс}^{0,09} \cdot \rho_n^{0,4} \cdot \rho_{жс}^{0,51} \cdot h_c^{0,18} \cdot \left( \frac{G_{жс}}{G_n} \right)^n \cdot \left( \frac{d_{отв}}{\delta_m} \right)^{0,21} \quad (51)$$

где  $W_{отв}$  - скорость пара в отверстиях тарелки, м/с, уточненная после конструирования тарелке:

$F_{отв}$  - свободное сечение всех отверстий;

$\sigma_{жс}$  - поверхностное натяжение жидкости, н/м;

$\rho_n, \rho_{жс}$  - плотности пара и жидкости, кг/м<sup>3</sup>;

$h_c$  - высота сливного порога, м;

$d_{отв}$  - диаметр отверстий, м;

$\delta_m$  - отношение массовых расходов жидкости и пара в колонне

или её частях.

Показатель степени  $n$ :

$$\text{при } \frac{G_{жс}}{G_n} = 0,3 - 0,5 \quad n = 0,135$$

$$\frac{G_{жс}}{G_n} = 5 - 15 \quad n = 0,3$$

Полное сопротивление колонны:

$$\Delta p_k = \Delta p_{тар.ниж} \cdot n_n + \Delta p_{тар.вер} \cdot n_e$$

После определение  $\Delta p$  необходимо проверить принятое предварительно расстояние между тарелками (Л.3).

$$H > 1,8 \cdot \frac{\Delta p_{тар}}{\rho_{жс} \cdot g} \quad (51)$$

### 7-3. Насадочные колонны.

Потеря давления при прохождении пара через орошаемую насадку вычисляется по уравнению (Л.4)

$$\frac{\Delta p}{H} = \left( \frac{\Delta p}{H} \right)_c \cdot \left[ 1 + 5,15 \cdot \left( \frac{G_{жс}}{G_n} \right)^{0,342} \cdot \left( \frac{\rho_n}{\rho_{жс}} \right)^{0,19} \cdot \left( \frac{\mu_{жс}}{\mu_n} \right)^{0,038} \right] \quad (52)$$

где  $\left( \frac{\Delta p}{H} \right)_c$  - сопротивление слоя насадки, высотой 1 м, в (н/м<sup>2</sup>)/м.;

$\mu_{жс}$  - вязкость жидкости при средней концентрации и средней температуре кипения в колонне.

$$\left( \frac{\Delta p}{H} \right)_c = \zeta \cdot \frac{\rho_n \cdot w_n^2 \cdot f_{y\partial}}{24 \cdot V_c^3} \quad (53)$$

$$\zeta = \frac{16}{(\text{Re}_n)^{0,2}} \quad (54)$$

$$\text{Re}_n = \frac{4 \cdot W_n \cdot \rho}{\mu_n \cdot f_{y\partial}} \quad (55)$$

где  $W_n$  - средняя скорость пара в колонне или в её частях, начисляется по принятому диаметру колонны:

$f_{y\partial}$  - удельная поверхность насадки  $\text{м}^2/\text{м}^3$ .

$\mu_n$  - вязкость пара при  $\vartheta_{cp}$  и  $t_n = f(\vartheta_{cp})n/c$ .

$V_c$  - свободный объем насадки  $\text{м}^3/\text{м}^3$ .

Сопротивление колонны:

$$\Delta p_k = \left( \frac{\Delta p}{H} \right)_{\text{верх}} \cdot H_{\text{к.в.}} + \left( \frac{\Delta p}{H} \right)_{\text{ном}} \cdot H_{\text{к.н}} \quad (56)$$

#### 7-4. Полное сопротивление колонны.

- Складывается из сопротивления ректификационной части и сопротивления при входе пара в колонну и при выходе из колонны.

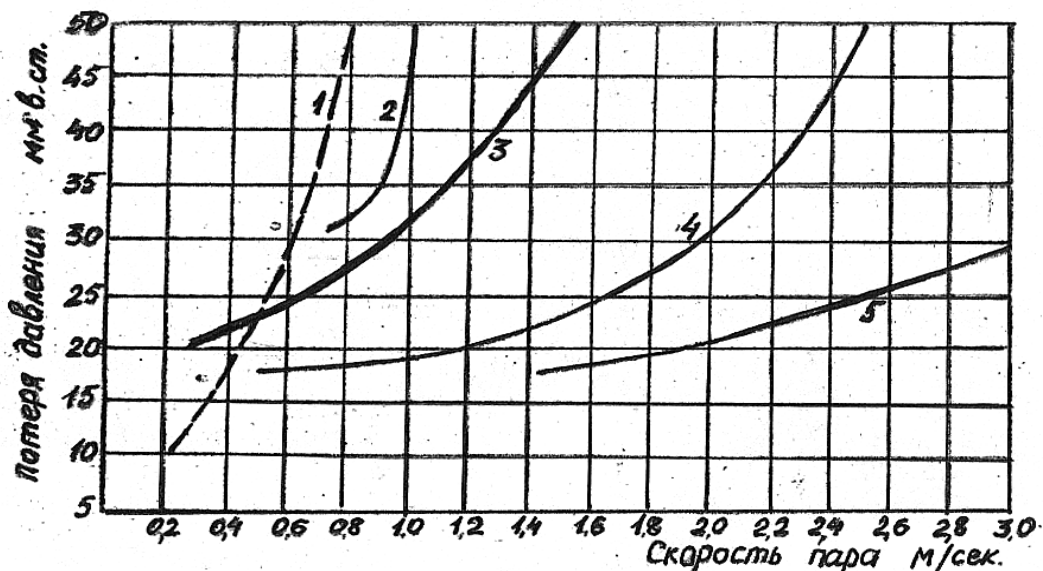
$$\Delta p_{\text{вх}} = \zeta_{\text{вх}} \cdot \frac{W_n^2}{2} \cdot S_{\text{н.ниж}}$$

$$\Delta p_{\text{вых}} = \zeta_{\text{вых}} \cdot \frac{W_n^2}{2} \cdot S_{\text{н.верх}}$$

где  $\zeta_{\text{вх}}, \zeta_{\text{вых}}$  - как обычно для теплообменных устройств.

Если рассчитанное сопротивление превышает принятое, следует уменьшить скорость пара в сечении колонны и произвести пересчет аппарата.

Сопротивление колонн можно ориентировочно оценить по рис.9.



- |                        |   |
|------------------------|---|
| 1. Ситчатая тарелка    | H=130 мм P=700 мм.рт.ст. $\gamma_{\text{п}} = 1,254 \text{ кг/м}^3$ .   |
| 2. Колпачковая тарелка | H=130мм P=750мм.рт.ст. $\gamma_{\text{п}} = 1,254 \text{ кг/м}^3$ .     |
| 3. " " "               | " H=270 мм P=750 мм.рт.ст. $\gamma_{\text{п}} = 1,254 \text{ кг/м}^3$ . |
| 4. " " "               | " H=270 мм P=250 мм.рт.ст. $\gamma_{\text{п}} = 0,454 \text{ кг/м}^3$ . |
| 5. " " "               | " H=135 мм P=50 мм.рт.ст. $\gamma_{\text{п}} = 0,1 \text{ кг/м}^3$ .    |

## 8 РАСЧЕТ ДЕФЛЕГМАТОРА КОЛОННЫ

Назначение дефлегматора состоит в конденсации паров низкокипящего компонента. Чаще всего в дефлегматоре конденсируются все пары после колонны. Конструктивно дефлегматоры выполняются в виде вертикальных или горизонтальных кожухо-трубчатых (или секционных) теплообменников. Вертикальные дефлегматоры могут быть расположены рядом с колонной; горизонтальные – или рядом или непосредственно над колонной. Баланс тепла в дефлегматоре, (рис.10):

Приход тепла: - с паром:  $Q_1 = (R + 1) \cdot G_d \cdot i_d''$

- с водой:  $Q_2 = G_e^{\text{деф}} \cdot i_{e1}^{\text{деф}}$

Расход тепла: - с дистиллятом:  $Q_3 = (R + 1) \cdot G_d \cdot i_d'$

- с водой:  $Q_4 = G_e^{\text{деф}} \cdot i_{e2}^{\text{деф}}$

- в окружающую среду:  $Q_5^{\text{деф}}$

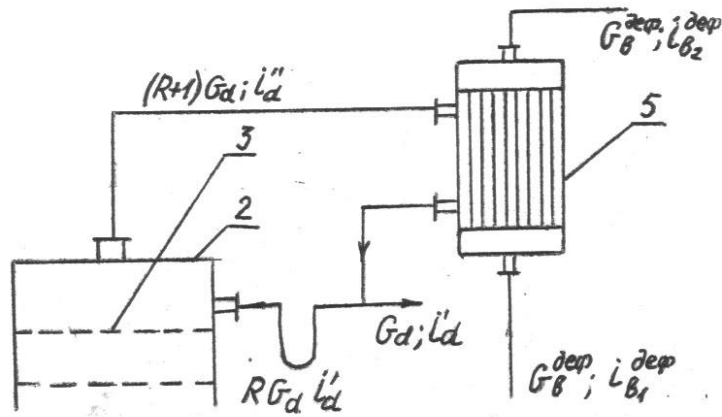


Рис.10 К методу расчету дефлегматора.

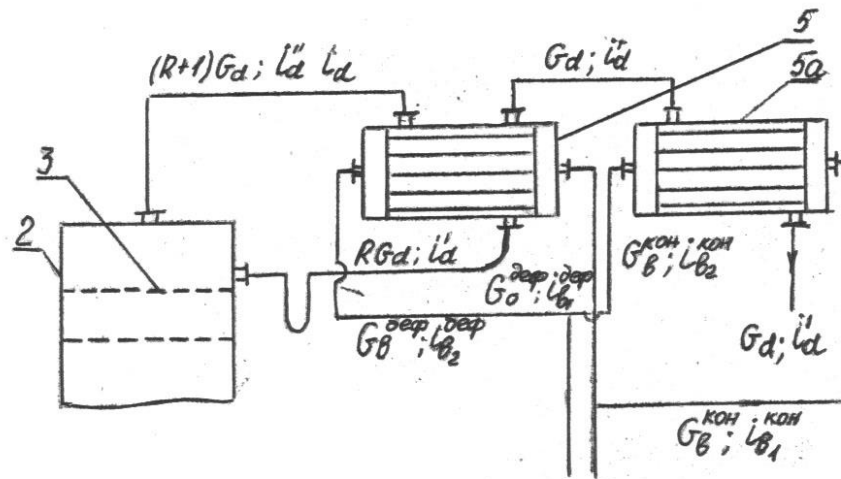


Рис.11. Схема с конденсатором.

Баланс тепла:  $Q_1 + Q_2 = Q_3 + Q_4 + Q_5^{\text{деф}}$

Тепло, отданное воде:

$$Q_8^{\text{деф}} = Q_4 - Q_2 = Q_1 - Q_3 - Q_5^{\text{деф}}$$

Оценивая потери в окружающую среду кпд,  $\eta_{\text{деф}}$ , получим:

$$Q_8^{\text{деф}} = G_d \cdot (R+1) \cdot (i_d'' - i_d) \cdot \eta_{\text{деф}} = G_8^{\text{деф}} \cdot (i_{B_2}^{\text{деф}} - i_{B_1}^{\text{деф}}) = Q_{\text{деф}} \cdot \eta_{\text{деф}}$$

$Q_{\text{деф}}$  - количество тепла, отданное паром в дефлегматор – тепловая нагрузка дефлегматора.

Из этого выражения можно определить расход воды на дефлегматор при заданных температурах до и после охлаждения.

Тепловой, конструктивный, механический и гидравлический расчеты дефлегматора проводятся как обычные расчеты кожухо-трубчатых теплообменников. ( Л.1, 2, 12, 13 ).

## 9 РАСЧЕТ КОНДЕНСАТОРА

В некоторых схемах конденсация проходит частично в дефлегматорах, частично в дополнительном аппарате – конденсаторе. В этом случае в дефлегматоре конденсируются лишь пары в количестве флегмы, рис.11.

Баланс тепла дефлегматора.

Приход тепла: с паром и водой -  $(R + 1) \cdot G_d \cdot i_d'' + G_e^{\text{деф}} \cdot i_{e_1}^{\text{деф}}$ .

Расход тепла: с флегмой, паром, водой, и в окружающую среду

$$G_d \cdot R \cdot i_d' + G_d \cdot i_d'' + G_e^{\text{деф}} \cdot i_{e_2}^{\text{деф}} + Q_5$$

Баланс тепла:

$$Q_e^{\text{деф}} = G_e^{\text{деф}} (i_{e_2}^{\text{деф}} - i_{e_1}^{\text{деф}}) = G_d (R + 1) \cdot i_d'' - G_d \cdot i_d'' - R \cdot G_d \cdot i_d' - Q_5$$

$$Q_e^{\text{деф}} = G_d \cdot R (i_d'' - i_d') \eta_{\text{деф}} = G_e^{\text{деф}} (i_{e_2}^{\text{деф}} - i_{e_1}^{\text{деф}}) = Q_{\text{деф}} \cdot \eta_{\text{деф}}.$$

$$Q_{\text{деф}} = G_d \cdot R (i_d'' - i_d') \tag{58}$$

Тепловая нагрузка дефлегматора.

Баланс тепла конденсатора:

Приход тепла с паром и водой:  $G_d \cdot i_d'' + G_e^{\text{кон}} \cdot i_{e_1}^{\text{кон}}$

Расход тепла с дистиллятом, водой и в окружающую среду:

$$G_d \cdot i_d' + G_e^{\text{кон}} \cdot i_{e_2}^{\text{кон}} + Q_5.$$

Баланс тепла:

$$Q_q^{\text{кон}} = G_c^{\text{ркко}} \cdot (i_{e_2}^{\text{кон}} - i_{e_1}^{\text{кон}}) = G_d (i_d'' - i_d') \eta_{\text{кон}}$$

$$Q_k = G_d (i_d'' - i_d') = C_e^k \cdot C_e (t_2'' - t_2') - \text{тепловая нагрузка конденсатора.}$$

Расчет конденсатора ведется обычным путем при наличии конденсации пара. Конденсаторы конструктивно выполняются в виде кожухотрубчатых теплообменников.

## 10 РАСЧЕТ ИСПАРИТЕЛЕЙ КОЛОННЫ

Назначение испарителя – испарять жидкость в кубе колонны. Образующийся пар поступает к нижней тарелке. Испарители выполняются в виде вертикальных или горизонтальных кожухотрубчатых теплообменников. Располагаются они или в кубе колонны или выносятся за колонну в виде самостоятельно теплообменника.

Из теплового баланса колонны получено необходимое для колонны тепло  $Q$ . С учетом потерь в окружающую среду, тепловая нагрузка испарителя будет равна:

$$Q_{\text{исп}} = \frac{Q}{\eta_{\text{исп}}}$$

КПД теплообменника  $\eta = 0,97 - 0,98$ .

Испаритель рассчитывается обычным путем при наличии кипения. (Л.12, 13).

## 11 РАСЧЕТ ХОЛОДИЛЬНИКА

Холодильник предназначен для охлаждения готового продукта до температуры устанавливаемой из условий потребления, хранения или транспортировки дистиллята. В задании она должна быть указана. Конструктивно холодильники выполняются кожухотрубчатыми (редко), труба в трубе, змеевиковыми и погружными.

Возможно применение и других конструктивных типов.

Тепловой баланс холодильника:

$$G_d(\dot{i}_d - i_d) = G_e^{хол}(\dot{i}_{e_2}^{хол} - i_{e_1}^{хол})$$

где  $\dot{i}_d$  - теплосодержание готового продукта  $= C_d \cdot t_d$ ;

$G_e^{хол}$  - расход воды на охлаждение;

$\dot{i}_{e_1}^{хол}, \dot{i}_{e_2}^{хол}$  - теплосодержание воды до и после холодильника.

Методика расчета приведена – (Л.12, 13).

## 12 ИСПОЛЬЗОВАНИЕ ВТОРИЧНЫХ ТЕПЛОВЫХ РЕСУРСОВ В СХЕМЕ УСТАНОВКИ

В схеме может быть предусмотрено использование тепла охлаждения и конденсации, и тепла кубовых остатков для нагревания свежей смеси.

### 12-1.Использование вторичного тепла в дефлегматоре.

Чаще всего в схемах перегонных установок предусматривается использование теплоты конденсации в дефлегматоре на нагрев свежей смеси.

Количество тепла, отведенное в дефлегматоре.

$$Q_{деф} = G_d \cdot (R + 1) \cdot (\dot{i}_d - i_d)$$

Свежая смесь в дефлегматоре за счет теплоты конденсации подогревается от  $t_0$  до  $t'_0$ .

$$\dot{Q}_{деф} = G_d \cdot (R + 1) \cdot (\dot{i}_d - i_d) \cdot \eta_{деф} = G_f \cdot (\dot{i}_0 - i_0) = G_f \cdot C_0 \cdot (t'_0 - t_0) \quad (61)$$

Из условий теплообмена необходимо соблюдать, чтобы  $t'_0$  была на 10-20 °С ниже температуры конденсации в отдельных случаях этот период можно уменьшить до 5-8 °С. При этом может оказаться, что для нагрева смеси до  $t'_0$  расходуется не все тепло дефлегматора, а только часть его:

$$\frac{G_f \cdot C_0 \cdot (t'_0 - t_0)}{\eta_{деф}}$$



оставшаяся часть тепла:  $\Delta Q_{\text{деф}}$  отнимается от паров охлаждения водой в дополнительной секции дефлегматора. Поверхность охладений обеих секций дефлегматора рассчитывается обычным путем.

Тепло конденсации можно использовать также на нагрев любого другого теплоносителя.

### 12-2. Использование тепла кубовых остатков.

Тепло кубовых остатков можно использовать или на нагрев свежей смеси или на нагрев любого другого вещества.

Свежая смесь подогревается в установке до температуры на приемной горелке, которая устанавливается по давлению и концентрации жидкости на приемной горелке по кривым или таблицам концентраций.

Количество тепла кубовых остатков, которое может быть передано раствору равно:

$$Q_w = G_w \cdot (i_w' - i_w'') \cdot \eta_w \quad (62)$$

где  $i_w''$  - теплосодержание кубовых остатков после теплообменника. При нахождении  $i_w''$  - необходимо, чтобы температура кубовых остатков была на 8-10°C выше температуры свежей смеси, поступающей к теплообменнику,  $t_0$  (или  $t_0'$  в случае подогрева в дефлегматоре).

Баланс тепла теплообменника:

$$G_w (i_w' - i_w'') \eta_w = G_f (i_f - i_0) = G_f \cdot C_f (t_f - t_c) \quad (63)$$

Для жидкости в данном случае с уверенностью можно принимать  $i = ct$ .

Из уравнения баланса можно найти  $t_w'' (i_w'' = c_w \cdot t_w'')$  или  $t_f$ .

Теплообменник кубовых остатков может быть выполнен спиральным, секционным или «труба в трубе». При конструировании необходимо учитывать степень засорения кубовых остатков механическими включениями (например, в бражных колоннах).

### 12-3. Использование тепла конденсата греющего пара.

В отдельных случаях можно предусмотреть использование тепла конденсата греющего пара после испарения колонны для догрева свежей смеси для других нужд.

Эти варианты схемы особенно следует рассматривать при повышенных давлениях греющего пара, когда конденсат имеет высокую температуру. Использование тепла конденсата см. (Л.12,19).

## 13 ТЕПЛООБМЕННИК ДОГРЕВА СВЕЖЕЙ СМЕСИ

В том случае, если все отходящее тепло использовано для нагрева свежей смеси и температура её все же значительно отличается от температуры на приемной тарелке, возможна установка дополнительного теплообменника для догрева смеси свежим паром.

Количество необходимого тепла:

$$Q_{дог} = \frac{G_f \cdot C_f (t_f - t_f^{\wedge})}{\eta_{дог}} \quad (64)$$

где  $t_f^{\wedge}$  - температура свежей смеси после теплообменника кубовых остатков;

$\eta_{дог}$  – КПД теплообменника догрева, учитывающий потери в окружающую среду  $\approx 0,98$ .

Конструктивно теплообменник догрева можно выполнить кожухотрубчатый, секционный, «труба в трубе».

## 14 ВЫБОР НАСОСОВ В УСТАНОВКЕ

Для выбора насосов необходимо знать производительность и потери напора в рассчитанных системах.

Система свежей смеси включает подводящие трубопроводы, дефлегматор, теплообменник кубовых остатков (со стороны смеси), дополнительные теплообменники нагрева, промежуточные трубопроводы, связывающие теплообменники. При расчете потерь напора также учесть высоту подъема к приемной тарелке и сопротивление ввода смеси на приемную тарелку при данном давлении. Гидравлические потери рассчитываются обычным путем.

Система кубовых остатков состоит из теплообменника кубовых остатков (со стороны кубовых остатков), соединяющих трубопроводов для удаления остатков. При определении необходимого напора следует учитывать давление в кубе колонны.

Система готового продукта – дефлегматор, конденсатор, холодильник, коммуникации между этими аппаратами, отводящие трубопроводы к месту хранения или потребления продукта.

Система конденсата греющего пара – конденсатопроводы от испарителя до места сбора конденсата, давление в конденсатных линиях.

Во всех системах подводящие и отводящие трубопроводы должны быть заданы или дано сопротивление этих трубопроводов и высота расположенных резервуаров для жидкостей.

Насосы выбираются по расходу теплоносителя и подсчитанному полному напору. Должна быть выбрана по каталогам марка насоса, диаметр рабочего колеса, частота вращения, мощность и КПД насоса. Должны быть установлены также условия регулирования выбранного насоса.

## 15 ВЫБОР КОНДЕНСАТООТВОДЧИКОВ

Для отвода конденсата от испарителя колонны обычным путем производится выбор (Л.1,2,12,19).

## 16 ВЫБОР ЗАПОРНОЙ И РЕГУЛИРУЮЩЕЙ АППАРАТУРЫ

На всех линиях должна быть установлена соответствующая условиям эксплуатации и техники безопасности запорная и регулирующая аппаратура (Л.1,2,3,4).

## ЛИТЕРАТУРА :

1. ЛЕБЕДЕВ П.Д. – Теплообменные, сушильные и холодильные установки. (Тепломассообменные и холодильные установки). Энергия, 1972.
2. ЛЕБЕДЕВ П.Д., ЩУКИН А.А., - Теплоиспользующие установки промышленных предприятий, Энергия: 1970.
3. ПЛАНОВСКИЙ А.Н., РАММ В.И., КОГАН С.Э., - Процессы и аппараты химической технологии, Госхимиздат, 1962.,
4. АЛЕКСАНДРОВ И.А. – Ректификационные и абсорбционные аппараты, (Методы расчета и основы конструирования), Химия, 1971.
5. АЛЕКСАНДРОВ Н.А., СЕВАЖЕНЦЕВ В.С. – Новые конструкции ректификационных колонн, «Химическое и нефтяное машиностроение, 1967, №9.
6. Колонные аппараты, ЦинтиХимнефтемаш, 1966.
7. БРАЙНЕС Я.М. – Процессы и аппараты химических производств, ГосХимиздат, 1947.
8. КАСАТКИН А.Т. – Основные процессы и аппараты химической технологии, ГосХимиздат, 1960.
9. ПАВЛОВ К.Ф., РОМАНОВ П.К., НОСКОВ А.А., - Примеры и задачи по курсу «Процессы и аппараты химической технологии», ГосХимиздат, 1959.
10. ПЯТАЧКОВ Б.И. – Проектирование, монтаж и эксплуатация теплоиспользующих установок, раздел III, Ректификационные установки, ИЭИ, 1971.
11. МИХЕЕВ М.А. – Основы теплопередачи, Госэнергоиздат, 1956.
12. СПЕРАНСКИЙ К.Н. – Теплообменники, ИЭИ, 1972.
13. КОЗУЛИН Н.А., СОКОЛОВ В.Н., ШАПИРО А.Я. – Примеры и задачи по курсу оборудования заводов химической промышленности, Машиностроение, 1966.
14. СТАБНИКОВ В.Н. – Ректификационные аппараты, Машиностроение, 1965.
15. ДОМАШНЕВ А.Д. – Конструирование и расчет химических аппаратов, Маштиз, 1961.
16. Справочник химика, ГосХимиздат, 1962;, «Химия» 1966.
17. КАФАРОВ В.В. – Основы массоотдачи, Высшая школа, 1962.
18. ЯКАДИН А.И. – Конденсатное хозяйство промышленных предприятий, Госэнергоиздат, 1960.
19. Колпачки капсульные, стальные для аппаратов колонного типа. ГОСТ 9634-68.
20. Сборник физических констант, кафедра ПТ.
21. КОГАН В.В. и ФРИДМАН В.М. – Справочник по равновесию между жидкостью и паром в бинарных и многокомпонентных системах, ГосХимиздат, 1957.
22. ФЛОРЕА О. ,СМИГЕЛЬСКИЙ О. – Расчеты по процессам и аппаратам химической технологии.«Химия», 1971
23. ВАКЛАСТОВ А.М. – Проектирование, монтаж и эксплуатация теплоиспользующих установок, Энергия, 1970.

24. Инструктивный материал к подбору конструкции и проведению расчетов по созданию высокопроизводительных ректификационных и абсорбционных агрегатов, НТО Госкомитета по химии, 1961.
25. ИСАЧЕНКО В.П., ОСИПОВА В.А., СУКОМЕЛ А.С. – Теплопередача, Энергия, 1969.