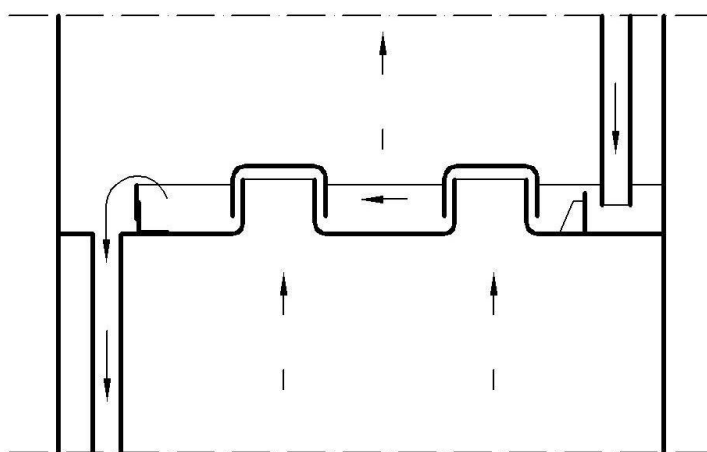


# РЕКТИФИКАЦИОННАЯ УСТАНОВКА НЕПРЕРЫВНОГО ДЕЙСТВИЯ

Методические указания к курсовому проекту



Санкт-Петербург

2007

Федеральное агентство по образованию  
Государственное образовательное учреждение высшего  
профессионального образования

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

---

Кафедра процессов и аппаратов химической технологии

**РЕКТИФИКАЦИОННАЯ УСТАНОВКА  
НЕПРЕРЫВНОГО ДЕЙСТВИЯ**

Методические указания к расчету курсового проекта

Факультет - автоматизированных систем управления  
технологическими процессами

Специальности: 280201- Охрана окружающей среды и рациональное  
использование природных ресурсов

240501–Химическая технология высокомолекулярных  
соединений

150405 – Машины и оборудование лесного комплекса

240401 – Химическая технология органических веществ

240406 – Технология химической переработки древесины

**Санкт-Петербург  
2007**

УДК 66.011+66.048(07)

Ректификационная установка непрерывного действия: методические указания к расчету курсового проекта /сост. О.А.Кокушкин, А.О.Никифоров, М.В.Завьялов; -СПб ГТУРП. СПб., 2007.

В методических указаниях рассмотрены основные этапы и последовательность расчета ректификационной установки непрерывного действия для разделения бинарных смесей с проведением оптимизации процесса на ЭВМ. Приведены некоторые справочные материалы по равновесию в системах и даны ссылки на литературу для выбора стандартных аппаратов и трубопроводов. Предназначаются для студентов, обучающихся по очной, очно-заочной и заочной формам обучения по специальностям 280201, 240501, 240401 и 240406.

Рецензент: канд. техн. наук, проф. кафедры охраны окружающей среды и рационального использования природных ресурсов Санкт-Петербургского государственного технологического университета растительных полимеров Л.М.Исянов

Подготовлены и рекомендованы к печати кафедрой процессов и аппаратов химической технологии Санкт-Петербургского государственного технологического университета растительных полимеров (протокол № 3 от 17 октября 2007 года).

Утверждены к изданию методической комиссией факультета автоматизированных систем управления технологическими процессами СПб ГТУРП (протокол № 3 от 26 ноября 2007 года)

Редактор и корректор М.А.Полторацк  
Технический редактор Л.Я.Титова

---

Подп. к печати Формат 60×80/16. Бумага тип №1.

Печать офсетная. Объем 2,0 печ.л., 2,0 уч.-изд.л. Тираж 150 экз.

Изд. №148. Цена “С”. Заказ

---

Ризограф ГОУВПО Санкт-Петербургского государственного технологического университета растительных полимеров, 198095, Санкт-Петербург, ул. Ивана Черных, 4.

© ГОУВПО Санкт-Петербургский государственный технологический университет растительных полимеров, 2007

## СОДЕРЖАНИЕ

Введение	3
1. Расчет тарельчатой ректификационной колонны непрерывного действия	5
1.1. Принципиальная схема установки	-
1.2. Определение минимального и рабочего флегмовых чисел	-
1.3. Материальный баланс процесса.	10
1.4. Определение числа теоретических ступеней процесса ректификации графическим способом	13
1.5. Вычисление числа действительных тарелок	17
1.6. Определение размеров колонны	18
1.7. Тепловые расчеты установки	21
2. Расчет вспомогательного оборудования	24
2.1. Расчет трубопроводов	-
2.2. Расчет теплообменной аппаратуры	26
2.3. Расчет и выбор насоса для подачи исходной смеси на установку.	27
Библиографический список	29

---

## ВВЕДЕНИЕ

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 произвести ее очистку от нежелательных компонентов. 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 талового 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 посвящены данные методические указания.

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  $\bar{x}_F$ , в дистилляте  $\bar{x}_D$  и в кубовом остатке  $\bar{x}_W$ ; 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:

- разбираться с методами расчета и проектирования химической аппаратуры;
- 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 разобраться по учебным пособиям [1, 2] 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.

# 1. РАСЧЕТ ТАРЕЛЬЧАТОЙ РЕКТИФИКАЦИОННОЙ КОЛОННЫ НЕПРЕРЫВНОГО ДЕЙСТВИЯ

## 1.1. 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 устанавливается 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.1. Принципиальная схема процесса с подводом теплоты глухим паром изображена 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 [3] 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.

## 1.2. 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. Сводка экспериментальных данных по равновесию жидкость-пар для различных систем приведена в справочниках [4, 5].

Рассмотрим расчет на примере разделения смеси этиловый спирт-вода. Данные о равновесии в этой системе при атмосферном давлении приведены в табл.296-310 [4]; 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

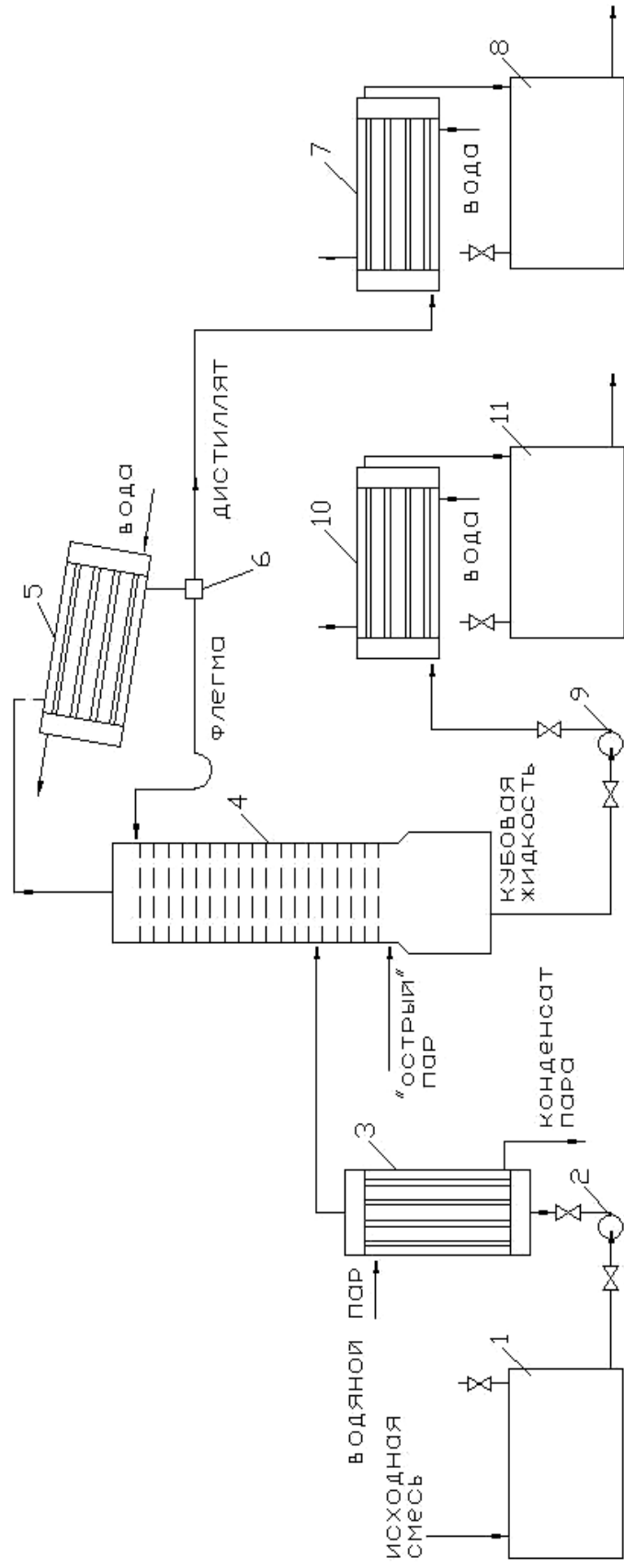


Рис.1. Принципиальная схема ректификационной установки непрерывного действия для разделения бинарной смеси:

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



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 [6].

Данные из табл.308 [4], дополненные результатами их обработки М.Л.Молочниковым, представлены в табл.1.

Таблица 1. Равновесие между жидкостью и паром в системе этиловый спирт-вода при давлении 760 мм рт.ст.

x, МОЛ. %	y, МОЛ. %	t, °C	$\gamma_1$	$\gamma_2$	$\lg(\gamma_1/\gamma_2)$	$\alpha$
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

Окончание таблицы 1.

x, МОЛ. %	y, МОЛ. %	t, °C	$\gamma_1$	$\gamma_2$	$\lg(\gamma_1/\gamma_2)$	$\alpha$
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
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

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;  $\gamma_1$  и  $\gamma_2$  – коэффициенты активности компонентов, являющиеся мерой отклонения от идеальных смесей, поведение которых описывается законом Рауля;  $\alpha$  – коэффициент относительной летучести компонентов смеси.

По приведенным в табл.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<sup>0</sup>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 ÷ 78,5<sup>0</sup>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.1, а также требуется уточнить путем расчета все остальные значения, что было выполнено в работе [ 6 ]. Полученные данные представлены в табл.2.

На миллиметровой бумаге формата А3 строят квадратную диаграмму  $y - x$ , на которую наносят все точки табл.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  $x_F$ , дистиллята  $x_D$  и кубового остатка  $x_W$  необходимо перевести в мольные доли  $x_F$ ,  $x_D$  и  $x_W$  в соответствии с формулами табл.6.2[3 ].

Таблица 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. 1[ 3 ].

По значению  $x_D$  на диагонали диаграммы  $y - x$  находят точку А, а по значению  $x_F$  на линии равновесия точку В. Если прямая линия, соединяющая точки А и В, не пересекает линию равновесия, то определяют значение отрезка  $S$ , отсекаемого продолжением этой прямой на оси ординат. Если же прямая, соединяющая точки А и В, пересекает линию равновесия, то отрезок  $S$  определяют при проведении касательной из точки А 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

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

Рабочее флегмовое число  $R$  рассчитывается в зависимости от  $R_{\min}$ . При приближенных расчетах  $R$  может быть вычислено по формулам 7.11 или 7.12 [ 3 ]. В конечном итоге рабочее флегмовое число определяет размеры аппарата (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. 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.

В распечатке при десяти различных значениях  $R$  даются: общее число теоретических тарелок в колонне  $n_T$ , в ее нижней  $n_{ТН}$  и верхней  $n_{ТВ}$  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 [ 3 ] и сделать соответствующий вывод.

### 1.3. 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 [ 3 ] для всех компонентов, участвующих в процессе, и уравнения материального баланса 7.5 [ 3 ] по низкокипящему компоненту дает возможность рассчитать массовые или мольные расходы дистиллята и кубового остатка. Расход глухого пара на кипятильник опреде-

ляется в дальнейшем при решении уравнения 7.14 [ 3 ] теплового баланса процесса.

В этом случае уравнения рабочих линий имеют вид:

для укрепляющей части колонны

$$y = \frac{R}{R+1}x + \frac{x_D}{R+1}; \quad (2)$$

для исчерпывающей части колонны

$$y = \frac{R+F}{R+1}x - \frac{F-1}{R+1}x_w, \quad (3)$$

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, для любой 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.2), уравнения материального баланса можно составить только через мольные расходы и мольные доли низкокипящего компонента в паровой и жидкой фазах.

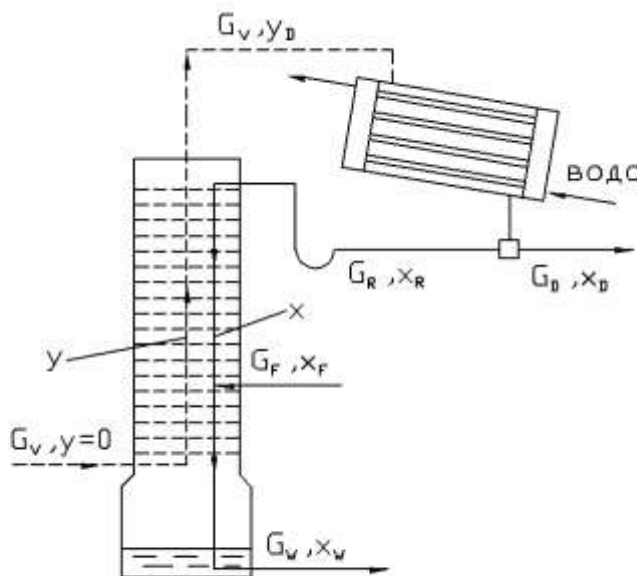


Рис.2. К выводу уравнений материального баланса процесса ректификации при обогреве колонны острым паром.

$G_F$ ,  $G_D$ ,  $G_R$ ,  $G_W$ ,  $G_V$  - 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),

$$G_F + G_V = G_D + G_W \quad (4)$$

и уравнение материального баланса по низкокипящему компоненту.

$$G_F x_F = G_D x_D + G_W x_W, \quad (5)$$

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

Уравнение материального баланса дефлегматора имеет следующий вид

$$G_V = G_R + G_D = G_D(1 + R), \quad (6)$$

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

$$G_W = G_F + G_R = G_F + R \cdot G_D \quad (7)$$

Тогда из уравнения (5) с учетом уравнения (7) получим мольный расход дистиллята

$$G_D = G_F \frac{x_F - x_W}{x_D + R x_W}, \quad (8)$$

а из уравнения (7) с учетом уравнения (8) мольный расход кубового остатка

$$G_W = G_F \frac{x_D + R x_F}{x_D + R x_W}. \quad (9)$$

Мольный расход острого пара определяется уравнением (6).

Для того, чтобы провести расчет материальных потоков по уравнениям (8), (9) и (6) необходимо по заданному массовому расходу рассчитать мольный расход исходной смеси

$$G_F = \bar{G}_F / M_{см}, \quad (10)$$

где  $G_F$  и  $\bar{G}_F$  – соответственно мольный и массовый расходы исходной смеси;  $M_{см}$  – мольная масса исходной смеси, рассчитывается в соответствии с уравнением в табл.6.2 [3].

Проверка результатов вычислений осуществляется по уравнению

$$G_F + G_V = G_D + G_W \quad (11)$$

Необходимые для вычислений значения  $x_D$ ,  $x_F$ ,  $x_W$  и  $R$  определены ранее. В случае выполнения равенства ( 11 ) мольные расходы дистиллята, кубового остатка и острого пара переводят в массовые расходы

$$\bar{G}_i = G_i \cdot M_i, \quad (12)$$

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.

#### **1.4.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 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

$$y = \frac{R}{R+1}x + \frac{x_D}{R+1}; \quad (13)$$

для исчерпывающей части колонны

$$y = \frac{R+F}{R+1}x - \frac{R+F}{R+1}x_W. \quad (14)$$

Обозначение всех величин в этих формулах аналогичны обозначениям формул ( 2 ) и ( 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 ( 13 ) и ( 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:

1. при  $x=x_D$  находят точку А на диагонали квадрата;
2. откладывают отрезок S на оси ординат (точка D);
3. соединяют пунктирной линией точки А и D;
4. при  $x=x_W$  находят точку С на оси абсцисс;
5. при  $x=x_F$  находят точку В на линии AD;
6. соединяют сплошной линией точки А и В – это рабочая линия укрепляющей части колонны;
7. 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 линией 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 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), на нем построить одну или две первые ступени. Затем увеличить масштаб в 10 раз (рис.4) и продолжить построение ступеней процесса, то же и при увеличении масштаба в 2,5 раза (рис.5). В дальнейшем возможно построение ступеней на основной диаграмме  $y-x$  до численного значения  $x \cong 0,75$  (рис.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.7).

На рис. 3, 4, 5, 6 и 7 показаны примеры построения теоретических ступеней процесса.



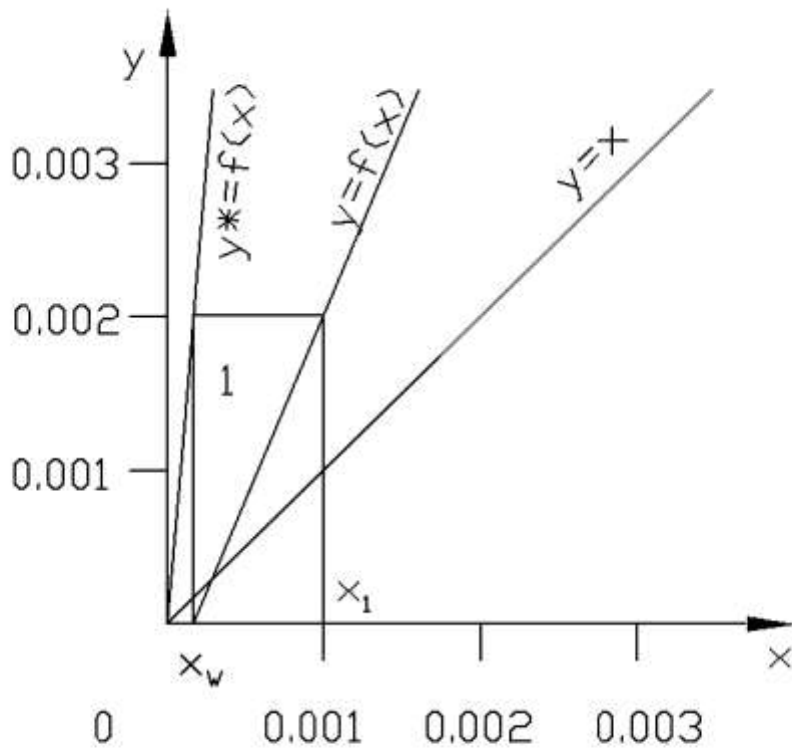


Рис.3. Увеличение масштаба в 100 раз

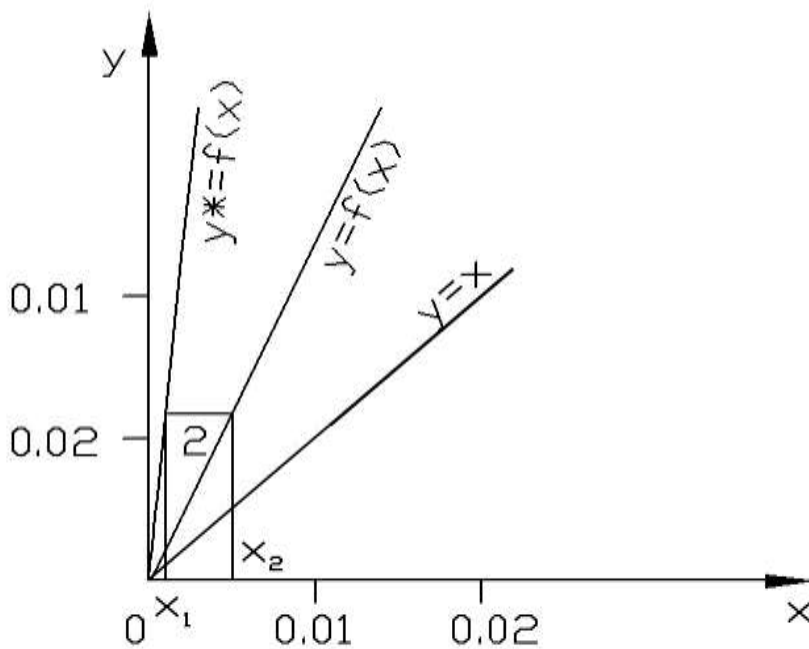


Рис.4. Увеличение масштаба в 10 раз (значение  $x_1$  переносится с рис.3)

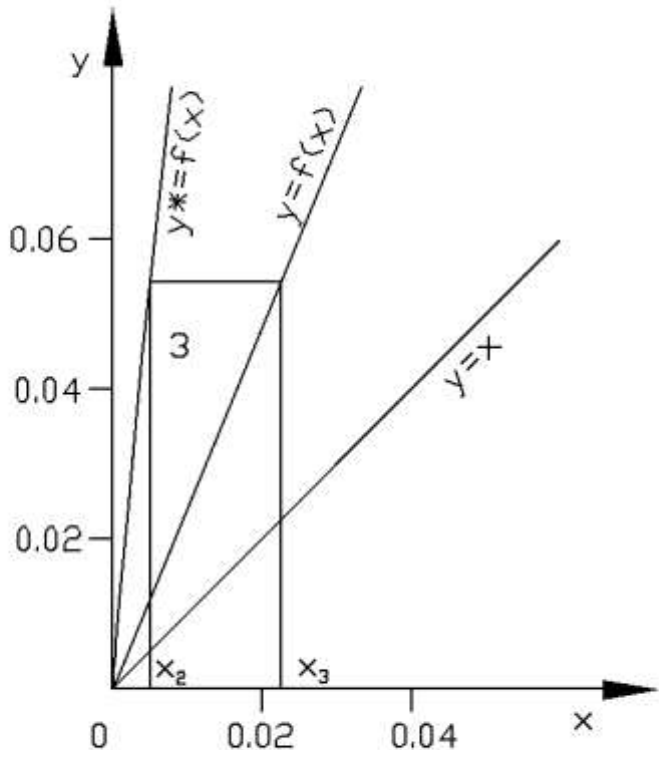


Рис.5. Увеличение масштаба в 2,5 раза (значение  $x_2$  переносится с рис.4)

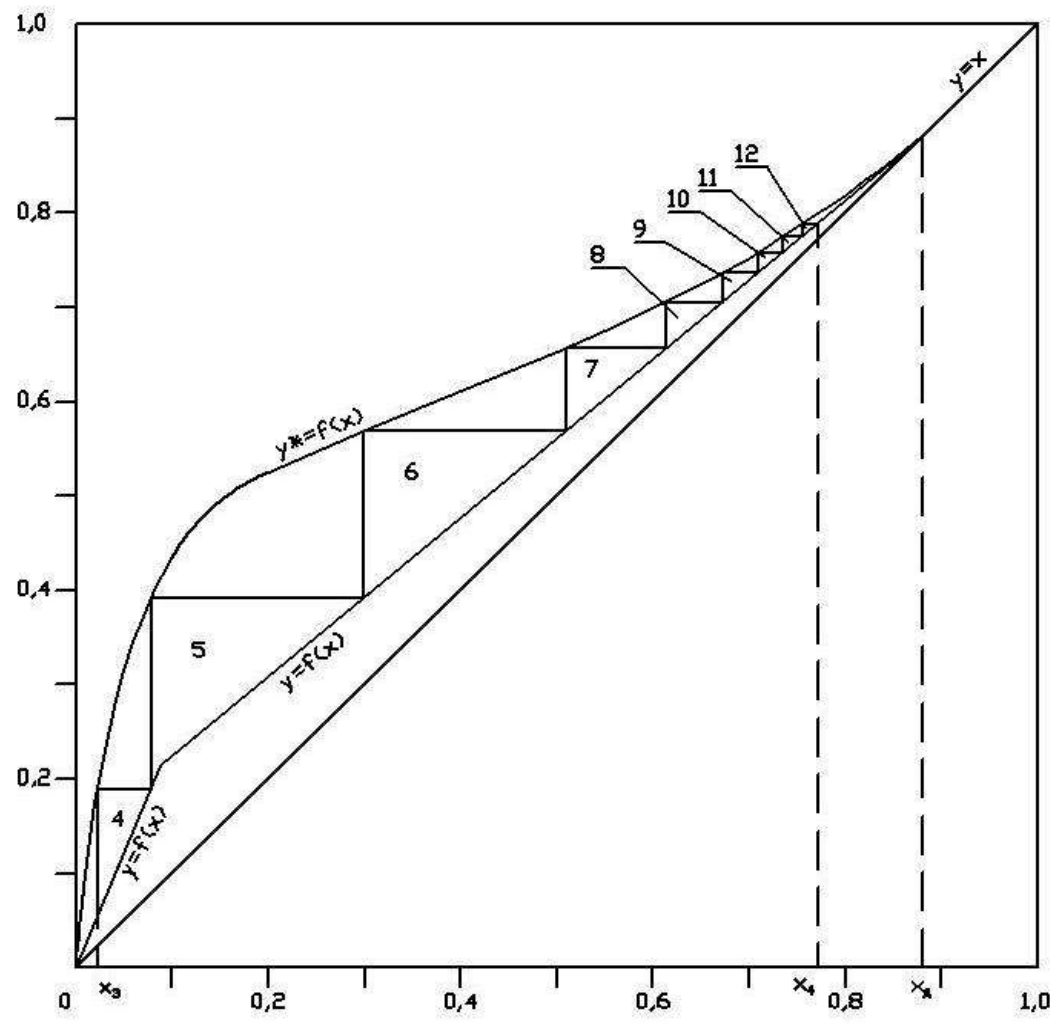


Рис.6. Основная диаграмма  $y-x$  (значение  $x_3$  переносится с рис.5)

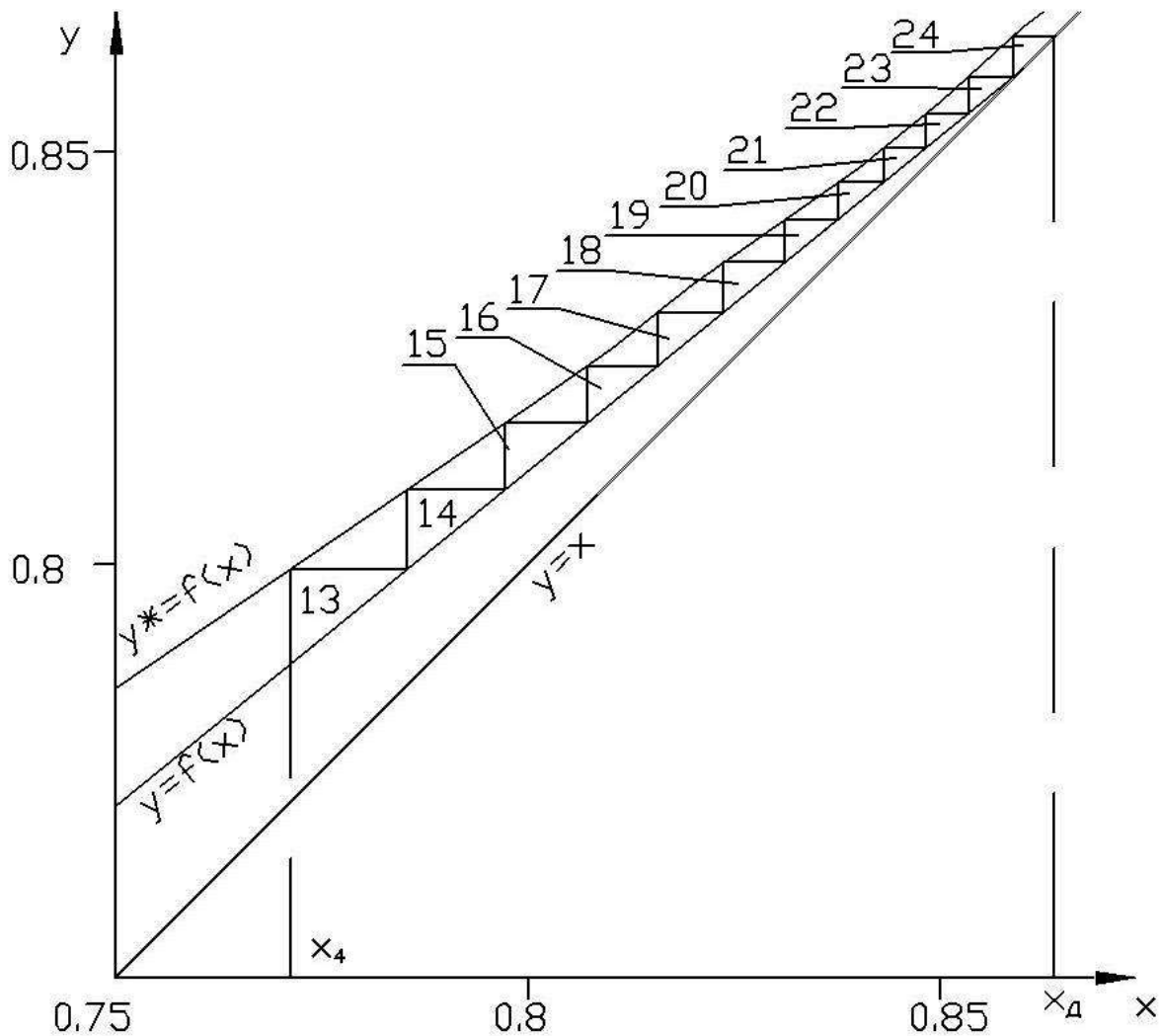


Рис.7. Увеличение масштаба в 5 раз (значение  $x_4$  переносится с рис.6)

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

### 1.5. 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 не осуществимо 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  $\eta_T$ . Следовательно,

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

Любая из тарелок укрепляющей и исчерпывающей частей колонны имеет свое значение  $\eta_t$ , что значительно усложняет расчет. С целью упрощения расчет чаще проводят, вводя понятие коэффициент полезного действия колонны  $\eta$ , который представляет собой усредненное значение  $\eta_t$ . Тогда число действительных тарелок в верхней части колонны составит  $n_v = n_{tv} / \eta$ , а в нижней  $n_n = n_{tv} / \eta$ . Если  $n_{tv}$  и  $n_{tv}$  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  $\eta$  колонны. Наибольшая точность расчета обеспечивается при наличии экспериментальных данных для колонн, условия разделения в которых близки к заданным. Сводка экспериментальных данных имеется в справочнике [ 7 ]. Для многоколпачковых тарелок спиртовых колонн ( в частности при разделении смеси этиловый спирт – вода), работающих при атмосферном давлении, рекомендуемое значение  $\eta = 0,47$  [ 8 ].

При отсутствии сведений о значении  $\eta$  для разделяемой смеси можно пользоваться полученной опытным путем диаграммой на рис.7.4. [ 3 ].

### 1.6. Определение размеров колонны

Ориентировочный диаметр колонны  $D$  определяют из уравнения объемного расхода

$$D = \sqrt{\frac{V}{0,785 \cdot w_n}}, \tag{15}$$

где  $V$  – объемный расход пара, м<sup>3</sup>/с;  $w_n$  – скорость пара, отнесенная к полному поперечному сечению колонны, м/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

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

в) в нижней части колонны

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

Средние мольные доли низкокипящего компонента в паровой фазе рассчитываются по уравнениям ( 13 ) и ( 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:

$$M'_{cp} = y'_{cp} \cdot M_{нк} + (1 - y'_{cp})M_{вк}$$

$$M''_{cp} = y''_{cp} \cdot M_{нк} + (1 - y''_{cp})M_{вк}$$

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

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

$$\rho_{cp} = \frac{M_{cp}}{22,4} \cdot \frac{T_0 P}{T_{cp} P_0},$$

где  $T_0 = 273$  К, а  $P_0 = 760$  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  $P = P_0$ .

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 [ 3 ] определяют плотности воды  $\rho'_e$  и  $\rho''_e$ , а по табл. IV [3] плотности второго компонента смеси (этилового спирта)  $\rho'_s$  и  $\rho''_s$ .

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

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

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

$$w = C \sqrt{\rho_{ж} / \rho_n},$$

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. [ 3 ].

Расстояние  $h$  между тарелками выбирают по нормалям [2, табл.14.14, стр.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

$$V = \frac{\bar{G}_D (R + 1) \cdot 22,4 \cdot T_{cp}}{M_D \cdot T_0},$$

где  $M_D$  – мольная масса дистиллята, рассчитанная в п.1.3.

После расчета по уравнению ( 15 ) диаметров колонны для верхней и нижней ее частей по большему значению диаметра в соответствии с имеющимися нормальми [2, стр.211] выбирают тип колонны с  $D_n > D_{расч}$ . По выбранному диаметру  $D_n$  уточняют значения скорости пара  $w = V / (0,758 \cdot D_n^2)$  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 п.1.5.

Общая высота колонны  $H_K = H_T + H_{KH} + H_{KB}$ ,  
 где:  $H_{KH}$  – высота нижней (кубовой) камеры,  $H_{KB}$  – высота верхней (се- па рационной) камеры.

Ориентировочно принимают

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

где  $D_H$  – диаметр аппарата, выбранного по нормалям.

### 1.7. Тепловые расчеты установки.

Целью тепловых расчетов является:

- уточнение расхода острого пара, определенного в п.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

$$\bar{G}_{оп}I_n + G_F c_F t_F = Q_d + \bar{G}_D c_D t_D + \bar{G}_W c_W t_W + Q_{пот}, \quad (16)$$

где  $\bar{G}_F$ ,  $\bar{G}_D$ ,  $\bar{G}_W$  – массовые расходы исходной смеси, дистиллята и кубового остатка, определенные в п.1.3.;  $I_n$  – 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

$$Q_d = \bar{G}_D(1 + R) r_D, \quad (17)$$

где  $r_D$  – удельная теплота конденсации паровой смеси в дефлегматоре.

По правилу аддитивности

$$r_D = r_s \bar{x}_D + r_b (1 - \bar{x}_D),$$

где  $r_{э}$  и  $r_{в}$  – удельные теплоты конденсации этилового спирта и воды при температуре  $t_D$ .

Применяя линейную интерполяцию, значение  $r_{э}$  находят по табл.XLV [3], а  $r_{в}$  – по табл.LVI [ 3 ].

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 (16 ) составит

$$G_{оп} = (1+w_{п}/100)(Q_{д}+ \bar{G}_D c_D t_D + \bar{G}_W c_W t_W - \bar{G}_F c_F t_F) / (I_{п}(1-\varphi)),$$

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

С учетом, что сопротивление одной колпачковой тарелки  $\Delta p_T$  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/см<sup>2</sup>(ат) и по табл.LVII [ 3 ], применяя линейную интерполяцию, находят  $I_{п}$  и  $t_W$ .

Удельные теплоемкости  $c_D$ ,  $c_W$  и  $c_F$  рассчитывают по правилу аддитивности

$$\begin{aligned} c_D &= c'_э \bar{x}_D + c'_в (1 - \bar{x}_D), \\ c_W &= c''_э \bar{x}_W + c''_в (1 - \bar{x}_W), \\ c_F &= c'''_э \bar{x}_F + c'''_в (1 - \bar{x}_F) \end{aligned}$$

где  $c'_э, c''_э$  и  $c'''_э$  - удельные теплоемкости этилового спирта при температурах  $t_D$ ,  $t_W$  и  $t_F$ , соответственно, определяют по номограмме рис.X1 [ 3 ], а  $c'_в$ ,  $c''_в$  и  $c'''_в$  – удельные теплоемкости воды при тех же температурах по табл.XXXIX [ 3 ];  $\bar{x}_D$ ,  $\bar{x}_W$ ,  $\bar{x}_F$  – массовые доли низкокипящего компонента в дистилляте, кубовом остатке и в исходной смеси.

Расход теплоты в паровом подогревателе 3 (рис.1) исходной смеси при нагреве ее до температуры кипения  $t_F$  составит

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



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

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

$$\bar{G}_{m\pi} = \frac{Q_{nod}}{r_n \cdot (1 - \varphi)},$$

где  $r_{\Pi}$  – удельная теплота конденсации греющего пара при давлении  $P_{\Pi} = P_k$ , определяемая по табл. LVII [ 3 ].

Общий расход пара на установку

$$\bar{G}_{\Pi} = \bar{G}_{оп} + \bar{G}_{\Pi\Pi}.$$

При расчете расходов воды, подаваемой на дефлегматор и в холодильники 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  $t_n = (15 \div 25)^{\circ}\text{C}$  (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  $t_k$ .

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

Такая же  $t'_k$  и по тем же причинам (при противоточном движении теплоносителей) будет на выходе воды из холодильника дистиллята.

Температура воды  $t''_k$  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  $t'_D$  и кубового остатка  $t'_w$  могут быть приняты на  $(10 \div 20)^{\circ}\text{C}$  больше  $t_n$  (при противотоке теплоносителей).

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

$$Q_{хд} = \bar{G}_D c'_D (t_D - t'_D) \text{ и } Q_{хк} = \bar{G}_W c'_W (t_W - t'_W),$$

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

$$G_6 = \frac{Q_0}{c_6(t_k - t_n)} ;$$

в холодильнике дистиллята

$$G'_6 = \frac{Q_{x0}}{c'_6(t'_k - t_n)} ;$$

в холодильнике кубового остатка

$$G''_6 = \frac{Q_{xk}}{c''_6(t'_k - t_n)} ;$$

где  $c_6, c'_6$  и  $c''_6$  – 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.

## 2. 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.

### 2.1. Расчет трубопроводов.

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

$$D = \sqrt{\frac{V}{0,785w}}, \quad (18)$$

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;  $\rho$  – плотности материальных потоков.

Известны или рассчитаны ранее массовые расходы исходной смеси (см. задание), дистиллята, кубового остатка, острого пара (п.1.3.). 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

$$\frac{1}{\rho} = \frac{\bar{x}}{\rho_s} + \frac{1-\bar{x}}{\rho_e}, \quad (19)$$

где  $\rho$  – искомая плотность соответствующего материального потока;

$\bar{x}$  – массовые доли низкокипящего компонента в соответствующем материальном потоке;  $\rho_s$  – плотности низкокипящего компонента (этиловый спирт) при соответствующих температурах материального потока, найденные по табл.IV [ 3 ] путем линейной интерполяции;  $\rho_e$  – плотности высококипящего компонента (вода), найденные по табл.XXXIX [ 3 ] путем линейной интерполяции.

Плотность острого пара при давлении  $P_k$  находят путем линейной интерполяции по табл.LVII [ 3 ].

Плотность пара на дефлегматор определяют по уравнению

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

де  $M_D$  – мольная 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);  $P = P_o$ , так как колонна работает при атмосферном давлении.

Скорости материальных потоков выбирают по табл.1.1. [ 3 ] или по данным раздела 1.2. [ 2 ]. 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 (18) проводится последовательно для всех материальных потоков, указанных ранее. По рассчитанным значениям  $D$  выбирают стандартные трубопроводы из раздела 1.2. [ 2 ] и уточняют значения реальных скоростей материальных потоков.

## 2.2. Расчет теплообменной аппаратуры.

Нагрев исходной смеси до температуры кипения можно проводить в пластинчатом теплообменном аппарате, пример расчета которого рассмотрен в п.2.4.3. (стр.73) [ 2 ]. 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  $I_{\text{п}}$ , скрытая теплота конденсации  $r_{\text{п}}$  и температура конденсата  $t_w$ , при которой по табл. XXXIX [ 3 ], применяя линейную интерполяцию, находят плотность, вязкость, теплопроводность и критерий  $Pr$  для конденсата греющего пара. Так же был рассчитан и расход греющего пара  $\bar{G}_{\text{пп}}$ . Теплофизические свойства исходной смеси (плотность  $\rho_2$ , вязкость  $\mu_2$ , теплопроводность  $\lambda_2$  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 [ 3 ], а для этилового спирта, применяя линейную интерполяцию, при  $t_2$  находят: плотность по табл. IV [ 3 ] и вязкость по табл. IX [ 3 ], а также теплопроводность по рис. X [ 3 ] и теплоемкость по рис. XI [ 3 ] (не забывая переводить размерности величин в систему СИ). При работе аппарата на поверхности пластин происходит отложение загрязнений. Тепловую проводимость образовавшихся загрязнений  $1/r_3$ , которая необходима при расчете коэффициента теплопередачи  $K$ , определяют по данным табл. 2.2. [ 2 ] или табл. XXXI [ 3 ].

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  $\rho_{\text{п}}$  и температура конденсации  $t_D$ , а так же 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  $t_{\text{ср}} = (t_k + t_n)/2$ . Пример расчета аналогичного дефлегматора приведен в п.2.4.4. (стр.74) [ 2 ].

Холодильники дистиллята и кубового остатка представляют собой кожухотрубные теплообменные аппараты с горизонтальным расположением труб. Пример их расчета приведен в п.2.4.1. (стр.66) [ 2 ]. 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.

### 2.3. 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  $G_F$  необходимо рассчитать ее плотность  $\rho_o$  при заданной температуре  $t_o$  по формуле ( 19 ). Тогда объемный расход составит  $V_F = G_F/\rho_o$

Сопротивление сети  $\Delta P_c$  равно

$$\Delta P_c = \rho_o g H_z + (1 + \frac{\lambda_T l_T}{d_T} + \Sigma \zeta_T) \frac{\rho_o w_T^2}{2} + \Delta P_{под} + \Delta P_{доп}, \quad ( 20 )$$

где  $H_T$  – геометрическая высота подъема смеси из хранилища до тарелки питания;  $\lambda_T$  – 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 40м. Трубопровод имеет от 6 до 10 отводов (поворотов), для которых значение коэффициента местного сопротивления находят по табл. XIII [ 3 ], принимая значения  $\phi$  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

вентилей 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  $H_T$  подъема исходной смеси определяется следующим условием

$$H_T = H_{\text{п}} + H_{\text{кн}} + h (n_{\text{н}} - 1),$$

где  $H_{\text{п}}$  – высота подставки, на которую устанавливают колонну, принимаем  $H_{\text{п}}=1,2\text{м}$ ;  $H_{\text{кн}}$  – высота нижней (кубовой) камеры, рассчитана в п.1.6.;  $h$  – расстояние между тарелками, принято ранее;  $n_{\text{н}}$  – число тарелок в нижней части колонны, рассчитано в п.1.5.

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

Значение  $\lambda_T$  зависит от режима движения жидкости по трубопроводу. Поэтому необходимо рассчитать критерий Рейнольдса  $Re = w_T d_T \rho_o / \mu$ . Коэффициент динамической вязкости  $\mu$  путем линейных интерполяций находят по табл.1X при  $\bar{x}_F$  и  $t_o$ . Если  $\bar{x}_F < 20\%$ , то интерполяцию проводят с учетом вязкости воды (табл.VI) при  $t_o$ .

После установления режима движения жидкости  $\lambda_T$  либо находят по рис.1.5. [ 3 ] либо вычисляют по известным формулам [ 3 ].

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

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

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

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

Выбор насоса осуществляется по данным приложения 1.1., стр.38 [ 2 ] при условии:  $Q$  и  $H$  для насоса должны быть несколько больше рассчитанных значений  $V_F$  и  $H_c$ .

## БИБЛИОГРАФИЧЕСКИЙ СПИСОК

1. Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. -9-е изд. -М.: Химия, 1973.
2. Основные процессы и аппараты химической технологии: Пособие по проектированию /Под ред. Ю.И.Дытнерского/ Изд.2-е. -М.: Химия,1991.
3. Павлов К.Ф., Романков П.Г., Носков А.А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. -10-е изд. -Л.: Химия, 1987.
4. Коган В.Б., Фридман В.М., Кафаров В.В. Равновесие между жидкостью и паром. –Л.:Наука, 1966.
5. Людмирская Г.С., Барсукова Т.А., Богомольный Р.М. Равновесие жидкость – пар. Справочник. –Л.: Химия, 1987.
6. Примеры расчета ректификационных установок: Методические указания к курсовому проекту /Сост.М.Л.Молочников. –СПб.: СПбТИ ЦБП, 1992.
7. Перри Дж. Справочник инженера-химика. –М.: Химия, 1969.
8. Стабников В.Н. Перегонка и ректификация спирта. –М.: Пищепромиздат, 1962.