

**Образец выполнения
и оформления расчета
тарельчатой
ректификационной колонны**

Пример расчета тарельчатой ректификационной колонны¹

4 Расчет ректификационной колонны

Исходные данные для расчета:

- разделяемая смесь – бензол-толуол;
- производительность по питанию $\bar{G}_F = 8000 \text{ кг/ч} = 2,222 \text{ кг/с}$;
- давление $P = 0,1 \text{ МПа}$;
- массовая доля низкокипящего компонента (НК) в исходной смеси $\bar{x}_F = 0,56 \text{ кг/кг}$;
- массовая доля НК в кубовом остатке $\bar{x}_W = 0,025 \text{ кг/кг}$;
- массовая доля НК в дистилляте $\bar{x}_D = 0,98 \text{ кг/кг}$;
- тип аппарата – тарельчатый;
- тип тарелок – ситчатые.

4.1 Расчет материального баланса по продуктам разделения

4.1.1 Массовые расходы продуктов разделения

Температура кипения бензола при атмосферном давлении $t_{\text{НК}} = 80,2^\circ\text{C}$, а температура кипения толуола при этих же условиях $t_{\text{БК}} = 110,8^\circ\text{C}$ [1, табл. 21, стр. 264]. Следовательно, в смесях, состоящих из бензола и толуола, НК является бензол, высококипящим компонентом (БК) – толуол и составы смесей выражены через содержание бензола.

Производительность колонны по кубовому остатку \bar{G}_W , кг/с,

¹ Примечания:

1. Оформление примера расчета соответствует требованиям СТП БГТУ 001-2010 за исключением:

- на заглавном листе отсутствует основная надпись форма 2а;
- размеры полей отличаются от требуемых по стандарту.

2. В пояснительных записках курсовых проектов раздел «Расчет ректификационной колонны» идет под порядковым номером 4, нумерация подразделов, пунктов, подпунктов, рисунков, таблиц, формул приведена к номеру раздела 4.

$$\bar{G}_W = \frac{\bar{G}_F (\bar{x}_D - \bar{x}_F)}{\bar{x}_D - \bar{x}_W}. \quad (4.1)$$

$$\bar{G}_W = \frac{2,222 \cdot (0,98 - 0,56)}{0,98 - 0,025} = 0,9773 \text{ кг/с.}$$

Производительность колонны по дистилляту \bar{G}_D , кг/с,

$$\bar{G}_D = \bar{G}_F - \bar{G}_W. \quad (4.2)$$

$$\bar{G}_D = 2,222 - 0,9773 = 1,245 \text{ кг/с.}$$

4.1.2 Молярные расходы питания и продуктов разделения

Пересчитываем составы питания и продуктов разделения из массовых долей в молярные по следующим формулам:

$$x_F = \frac{\frac{\bar{x}_F}{M_{\text{НК}}}}{\frac{\bar{x}_F}{M_{\text{НК}}} + \frac{1 - \bar{x}_F}{M_{\text{ВК}}}}; \quad (4.3)$$

$$x_D = \frac{\frac{\bar{x}_D}{M_{\text{НК}}}}{\frac{\bar{x}_D}{M_{\text{НК}}} + \frac{1 - \bar{x}_D}{M_{\text{ВК}}}}; \quad (4.4)$$

$$x_W = \frac{\frac{\bar{x}_W}{M_{\text{НК}}}}{\frac{\bar{x}_W}{M_{\text{НК}}} + \frac{1 - \bar{x}_W}{M_{\text{ВК}}}}, \quad (4.5)$$

где x_F, x_D, x_W – молярная доля НК в питании, дистилляте и кубовом остатке соответственно, кмоль/кмоль;

$M_{\text{НК}}, M_{\text{ВК}}$ – молярная масса НК и ВК соответственно, кг/кмоль.

$M_{\text{НК}} = 78,1$ кг/кмоль; $M_{\text{ВК}} = 92,1$ кг/кмоль [1, табл. 9, стр. 244].

$$x_F = \frac{\frac{0,56}{78,1}}{\frac{0,56}{78,1} + \frac{1-0,56}{92,1}} = 0,6001 \text{ кмоль/кмоль.}$$

$$x_D = \frac{\frac{0,98}{78,1}}{\frac{0,98}{78,1} + \frac{1-0,98}{92,1}} = 0,983 \text{ кмоль/кмоль.}$$

$$x_W = \frac{\frac{0,025}{78,1}}{\frac{0,025}{78,1} + \frac{1-0,025}{92,1}} = 0,02935 \text{ кмоль/кмоль.}$$

Массовые расходы питания и продуктов разделения пересчитываются в молярные по следующим формулам:

– для питания

$$F = \frac{\bar{G}_F}{M_F}; \quad (4.6)$$

– для дистиллята

$$D = \frac{\bar{G}_D}{M_D}; \quad (4.7)$$

– для кубового остатка

$$W = \frac{\bar{G}_W}{M_W}, \quad (4.8)$$

где F, D, W – молярные расходы питания, дистиллята и кубового остатка соответственно, кмоль/с;

M_F, M_D и M_W – молярные массы питания, дистиллята и кубового остатка соответственно, кг/кмоль.

Молярные массы питания и продуктов разделения определяются по формулам:

– для питания

$$M_F = M_{\text{НК}}x_F + M_{\text{БК}}(1 - x_F); \quad (4.9)$$

– для дистиллята

$$M_D = M_{\text{НК}}x_D + M_{\text{БК}}(1 - x_D); \quad (4.10)$$

– для кубового остатка

$$M_W = M_{\text{НК}}x_W + M_{\text{БК}}(1 - x_W). \quad (4.11)$$

Молярные массы продуктов равны:

– питания

$$M_F = 78,1 \cdot 0,6001 + 92,1 \cdot (1 - 0,6001) = 83,70 \text{ кг/кмоль};$$

– дистиллята

$$M_D = 78,1 \cdot 0,983 + 92,1 \cdot (1 - 0,983) = 78,34 \text{ кг/кмоль};$$

– кубового остатка

$$M_W = 78,1 \cdot 0,02935 + 92,1 \cdot (1 - 0,02935) = 91,69 \text{ кг/кмоль}.$$

Молярные расходы продуктов равны:

– питания

$$F = \frac{2,222}{83,70} = 0,02655 \text{ кмоль/с};$$

– дистиллята

$$D = \frac{1,245}{78,34} = 0,01589 \text{ кмоль/с};$$

– кубового остатка

$$W = \frac{0,9773}{91,69} = 0,01066 \text{ кмоль/с}.$$

Относительный молярный расход питания определяется по формуле

$$f = \frac{F}{D}. \quad (4.12)$$

$$f = \frac{0,02655}{0,01589} = 1,671.$$

4.2 Условия равновесия

В дальнейших расчетах необходимо использовать $x-y$ и $t-x-y$ диаграммы равновесия, которые строятся по экспериментальным данным. Для смеси бензол-толуол при атмосферном давлении (по заданию $P = 0,1$ МПа) экспериментальные данные по равновесию [1, табл. 33, стр. 286] представлены в таблице 4.1. Обозначения приняты в таблице: x и y – молярные доли бензола в жидкости и паре соответственно, кмоль НК/кмоль смеси; t – температура, °С.

Таблица 4.1 – Данные по равновесию жидкость – пар для смеси бензол-толуол при атмосферном давлении

$x \cdot 10^2,$ $\frac{\text{кмоль}}{\text{кмоль}}$	0	5	10	20	30	40	50	60	70	80	90	100
$y \cdot 10^2,$ $\frac{\text{кмоль}}{\text{кмоль}}$	0	11,5	21,4	38	51,1	61,9	71,2	79	85,4	91	95,9	100
$t, ^\circ\text{C}$	110,6	108,3	106,1	102,2	98,6	95,2	92,1	89,4	86,8	84,4	82,3	80,2

По данным таблицы 4.1 строим диаграммы $x-y$ и $t-x-y$ (см. рисунки 4.1 и 4.2).

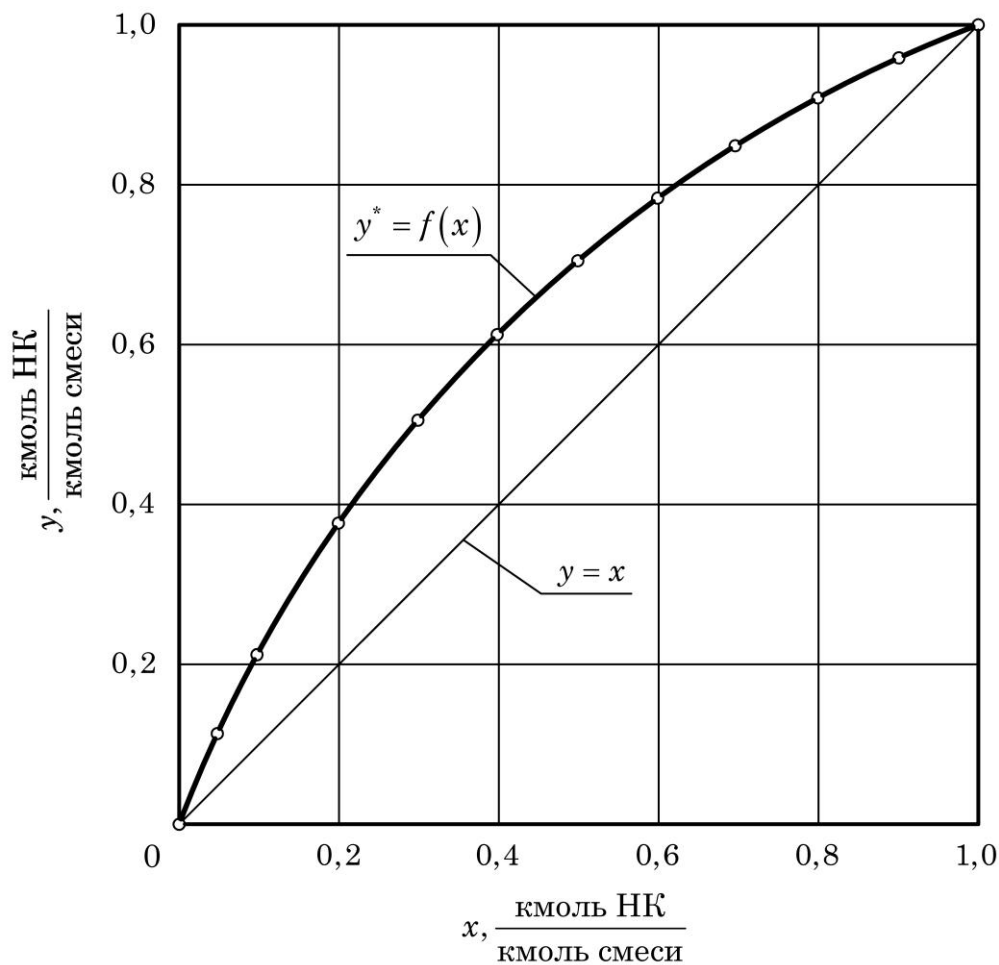


Рисунок 4.1 – Диаграмма равновесия $x - y$ для смеси бензол-толуол при $P = 0,1$ МПа

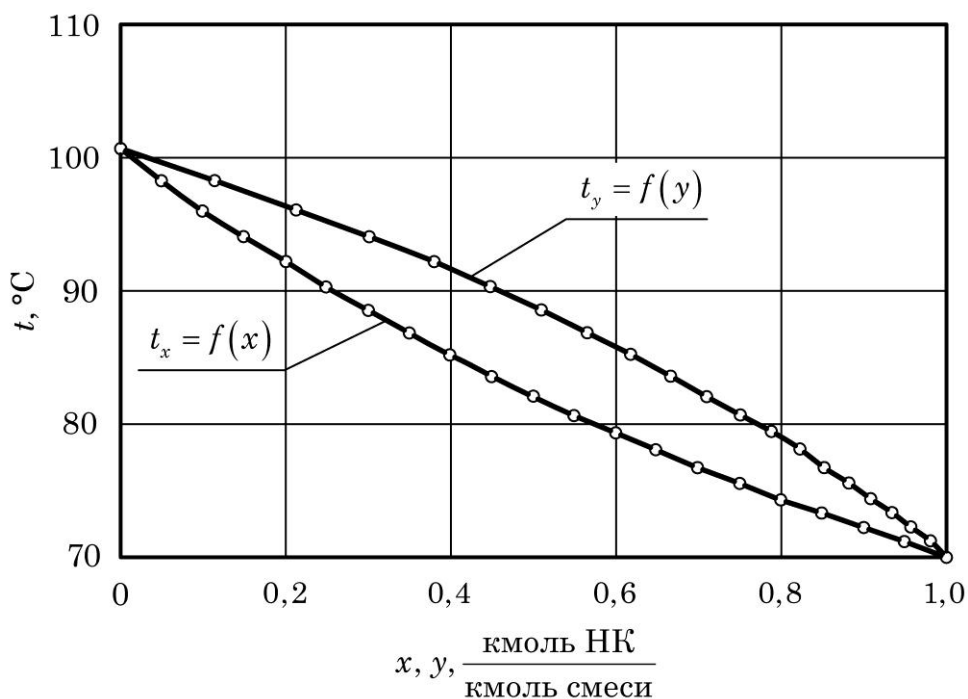


Рисунок 4.2 – Диаграмма равновесия $t-x-y$ для смеси бензол-толуол при $P = 0,1 \text{ МПа}$

4.3 Расчет минимального и рабочего флегмовых чисел

4.3.1 Расчет минимального флегмового числа

Минимальное флегмовое число R_{\min} определяем по зависимости

$$R_{\min} = \frac{x_D - y_F^*}{y_F^* - x_F}, \quad (4.13)$$

где y_F^* – молярная доля бензола в паре, равновесном с жидким питанием, кмоль/кмоль.

Значение $y_F^* = 0,79$ кмоль/кмоль находим графическим путем (ордината точки C на рисунке 4.3).

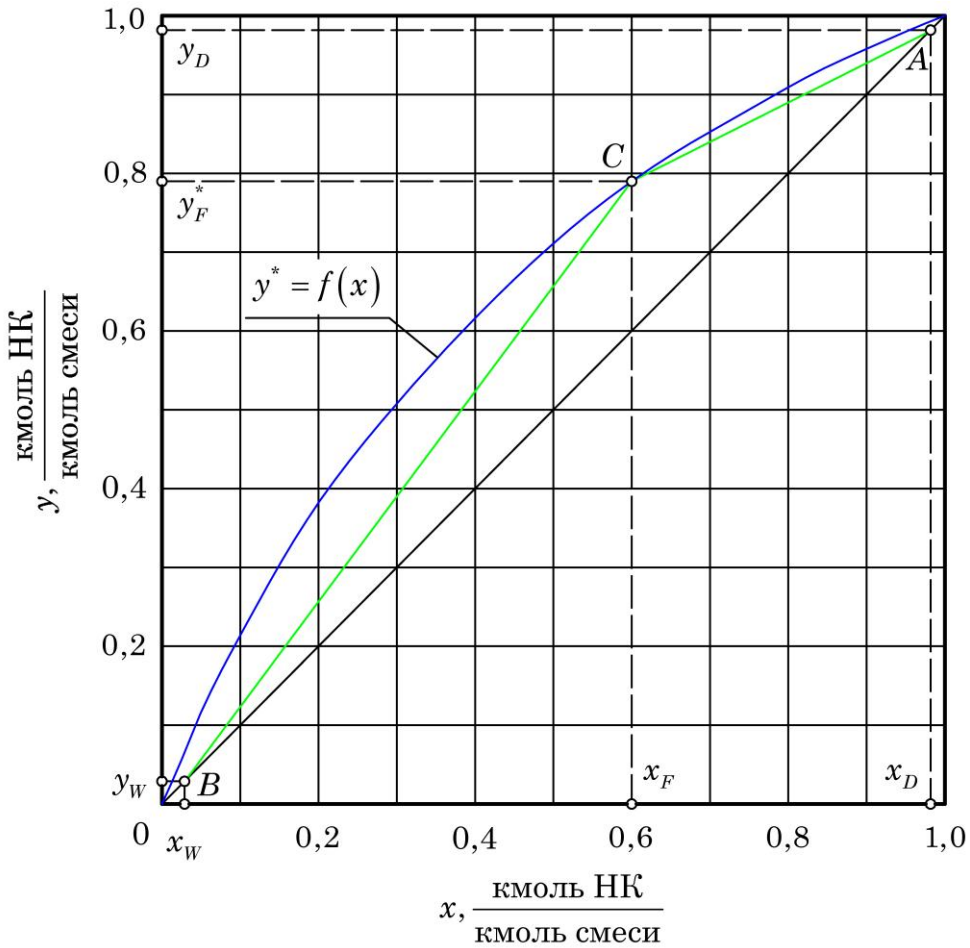


Рисунок 4.3 – К определению R_{\min}

$$R_{\min} = \frac{0,9830 - 0,79}{0,79 - 0,6001} = 1,015.$$

Наносим на x – y -диаграмму точки $A(x_D; y_D = x_D)$ и $B(x_W; y_W = x_W)$. Соединяем точку $C(x_F; y_F^*)$ с точками A и B отрезками прямых. Полученные отрезки AC и BC не пересекают линию равновесия $y^* = f(x)$, а касаются ее в точке C . Следовательно формула (4.13) для расчета R_{\min} применена верно.

4.3.2 Расчет оптимального флегмового числа

Оптимальное флегмовое число R_{opt} определяем путем построения и анализа графика функции $N_T(R+1) = f(R)$, где N_T – число теоретических тарелок, обеспечивающих заданное разделение смеси в колонне при данном значении R .

Принимаем, что флегмовое число изменяется в пределах от R' до R'' . Значения R' и R'' по рекомендациям [1, стр. 120] рассчитываем по формулам:

$$R' = 1,05R_{\min}; \quad (4.14)$$

$$R'' = 2R_{\min} + 0,5. \quad (4.15)$$

$$R' = 1,05 \cdot 1,015 = 1,066;$$

$$R'' = 2 \cdot 1,015 + 0,5 = 2,531.$$

В диапазоне изменения R устанавливаем дополнительно $n_R = 6$ промежуточных значений флегмового числа с интервалом ΔR :

$$\Delta R = \frac{R'' - R'}{n_R + 1}. \quad (4.16)$$

$$\Delta R = \frac{2,531 - 1,066}{6 + 1} = 0,2092.$$

Промежуточные значения флегмового числа: $R_1 = 1,275$; $R_2 = 1,485$; $R_3 = 1,694$; $R_4 = 1,903$; $R_5 = 2,112$. $R_6 = 2,322$.

В качестве примера расчетов ниже приведено определение величины комплекса $N_T(R+1)$ для $R = R' = 1,066$.

Уравнение рабочей линии укрепляющей части колонны в явном виде

$$y_B = \frac{R}{R+1} x_B + \frac{x_D}{R+1}. \quad (4.17)$$

$$y_B = \frac{1,066}{1,066+1} x_B + \frac{0,9830}{1,066+1} = 0,5160x_B + 0,4758. \quad (4.17a)$$

Принимаем $x_B = x_F = 0,6001$ кмоль/кмоль, тогда ордината точки пересечения рабочих линий y_B , кмоль/кмоль, вычисленная по уравнению (4.17а)

$$y_B = 0,5160 \cdot 0,6001 + 0,4758 = 0,7854 \text{ кмоль/кмоль.}$$

На диаграмме $x-y$ выполняем построение рабочих линий укрепляющей и исчерпывающей частей колонны при $R = R'$ и линию равновесия $y^* = f(x)$. Для определения N_T используем графический метод Мак-Кэба и Тиле [1, стр. 121]. Результаты построения при $R = 1,066$ представлены на рисунке 4.4.

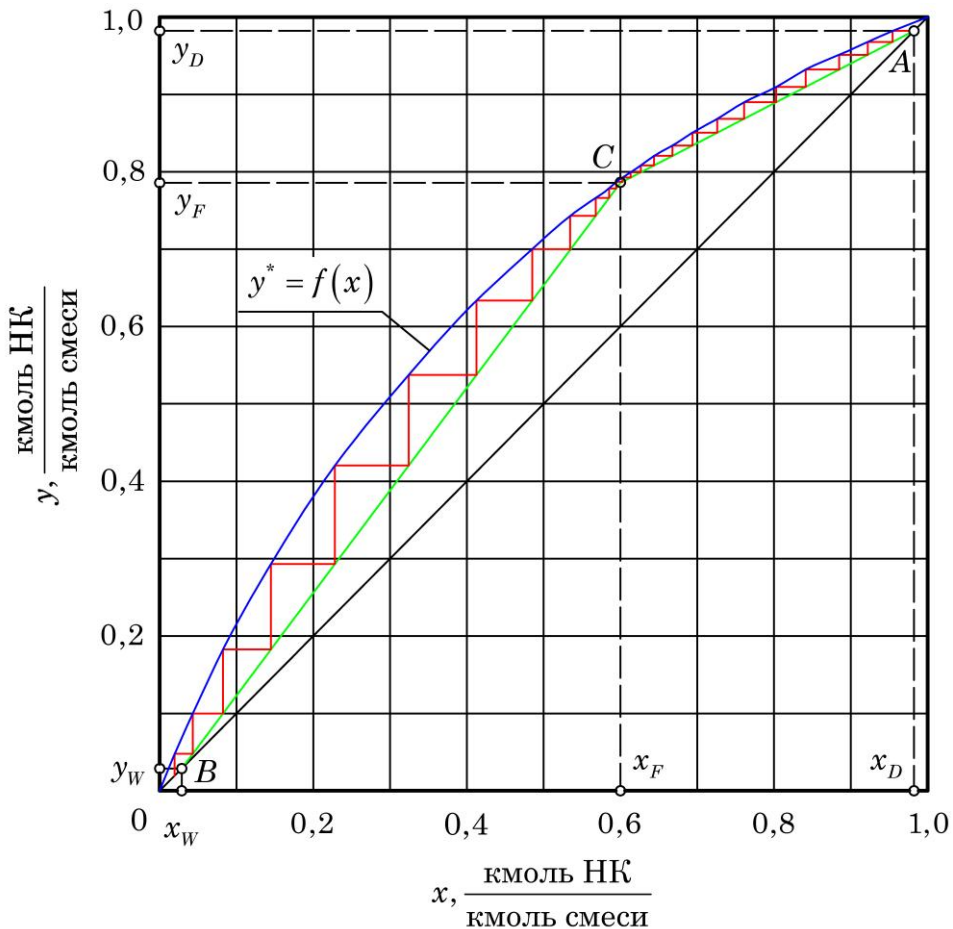


Рисунок 4.4 – К определению N_T для ректификационной колонны по методу Мак-Кэба и Тиле при $R = R' = 1,066$

Из диаграммы (рисунок 4.4) число теоретических тарелок $N_T = 24,60$.
 Значение комплекса $N_T(R+1)$ при этом

$$N_T(R+1) = 24,60(1,066+1) = 50,83.$$

Аналогичные расчеты и построения производим для значений флегмового числа $R_1; R_2; R_3; R_4; R_5; R_6; R''$. Определение N_T при различных значениях R показано на рисунках 4.4–4.11. Результаты их представлены в таблице 4.2.

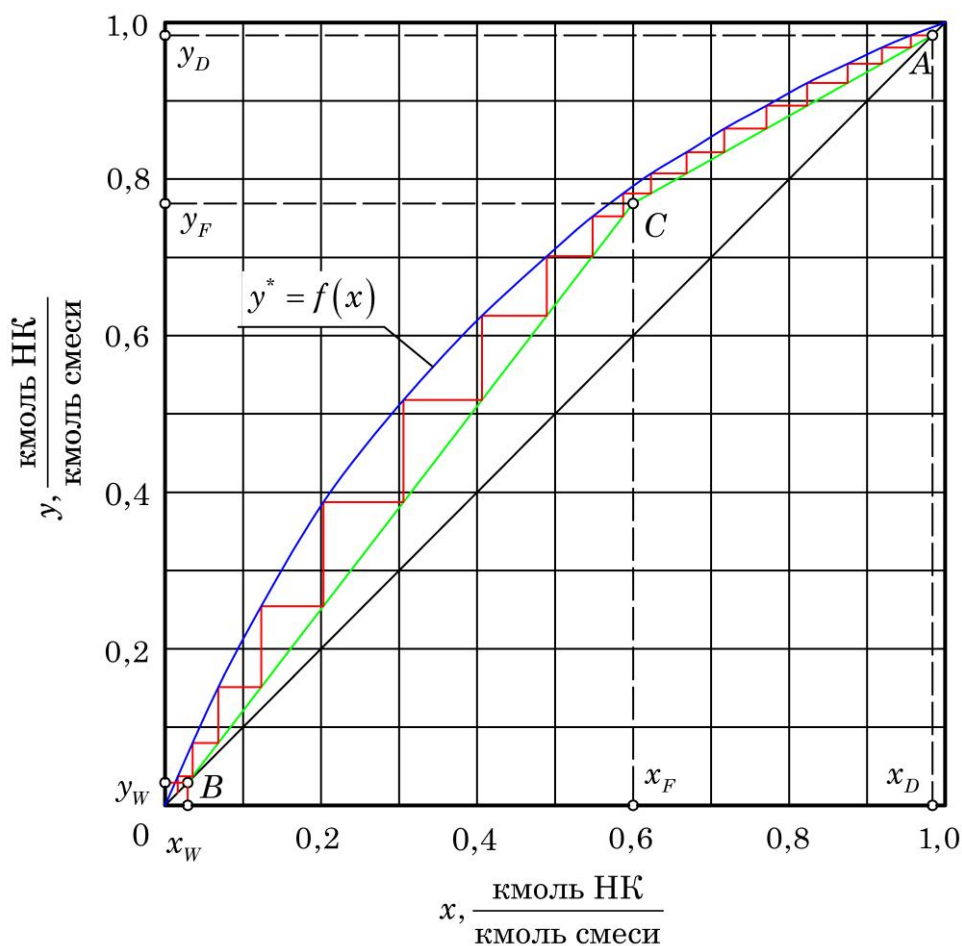


Рисунок 4.5 – К определению N_T для ректификационной колонны по методу Мак-Кэба и Тиле при $R = R_1 = 1,275$

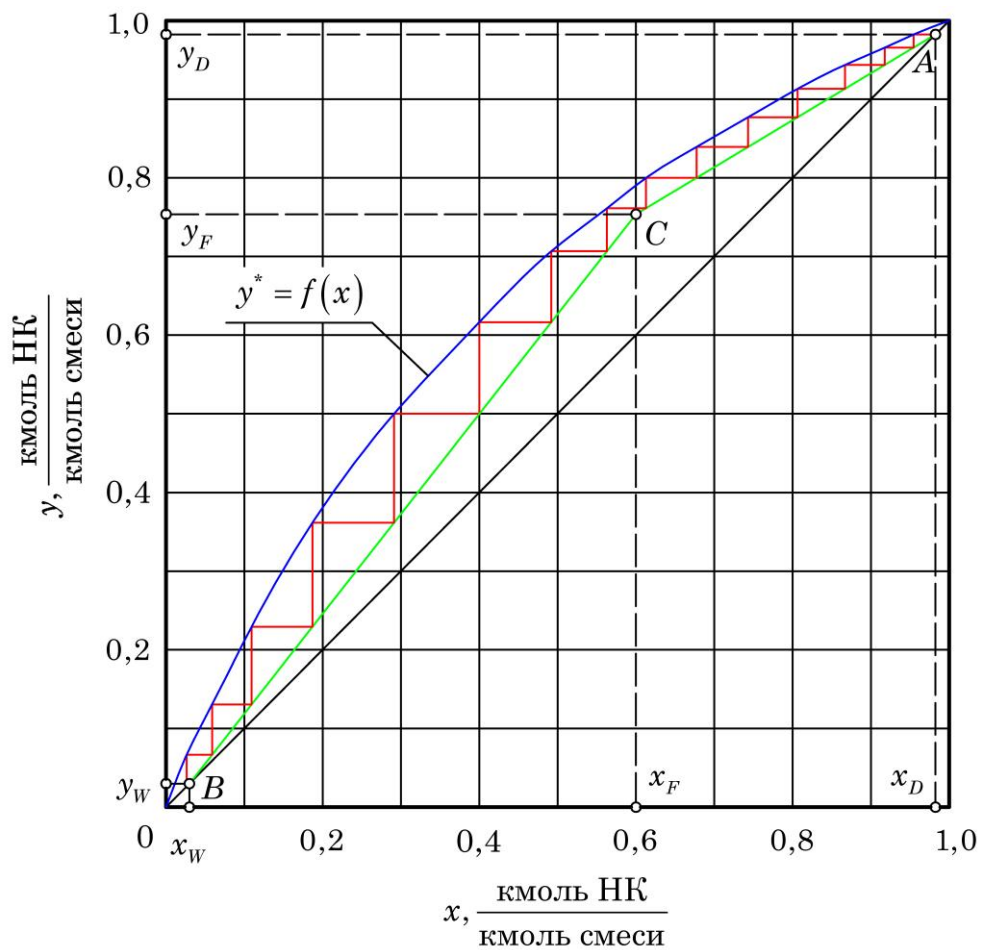


Рисунок 4.6 – К определению N_T для ректификационной колонны по методу Мак-Кэба и Тиле при $R = R_2 = 1,485$

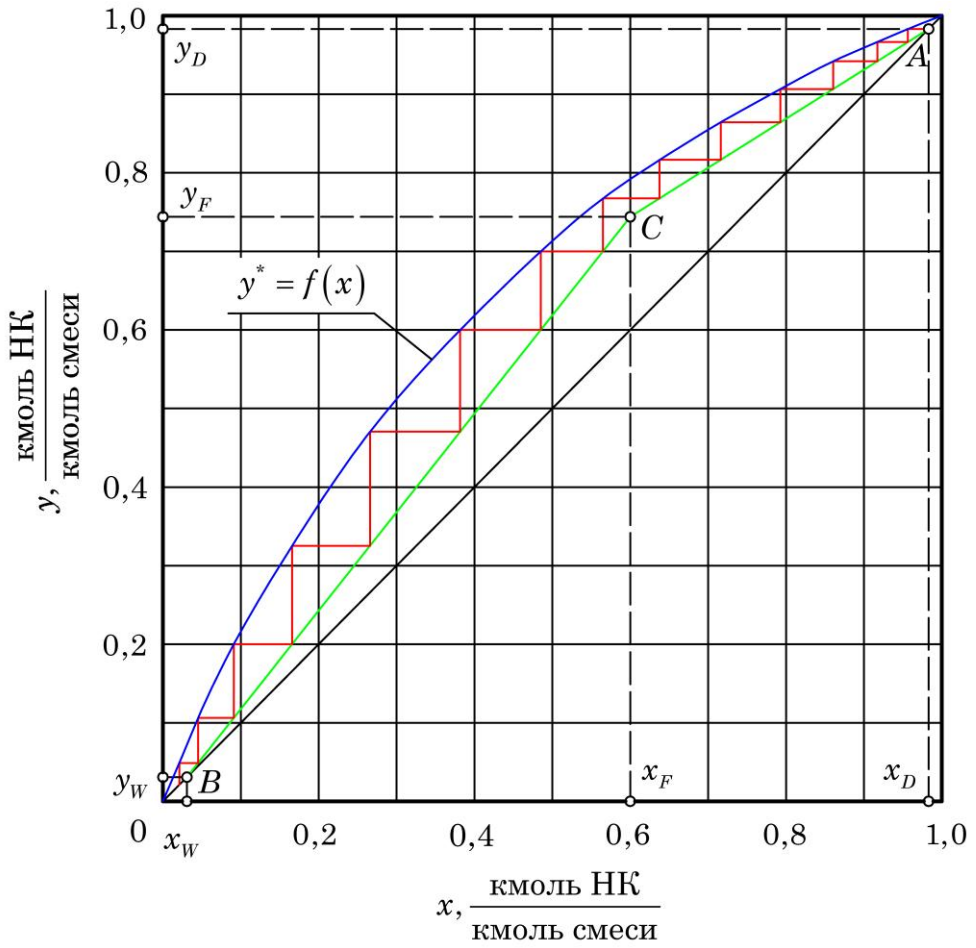


Рисунок 4.7 – К определению N_T для ректификационной колонны по методу Мак-Кэба и Тиле при $R = R_3 = 1,694$

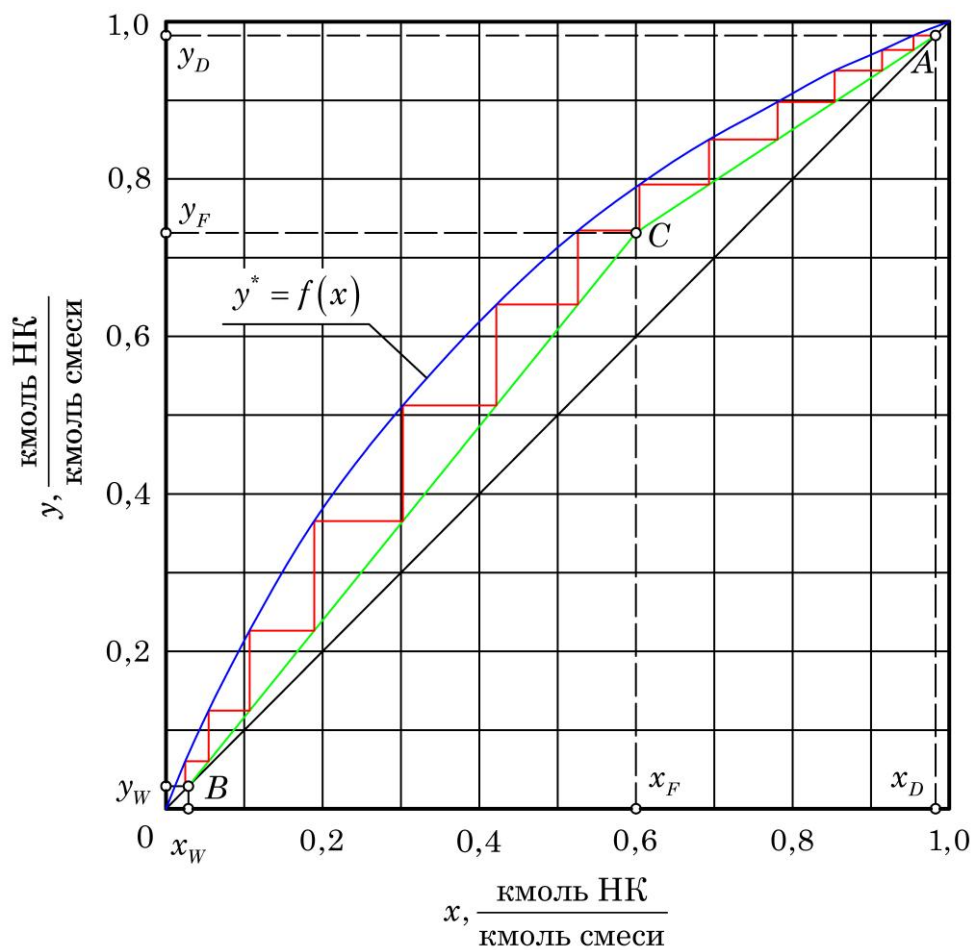


Рисунок 4.8 – К определению N_T для ректификационной колонны по методу Мак-Кэба и Тиле при $R = R_4 = 1,903$

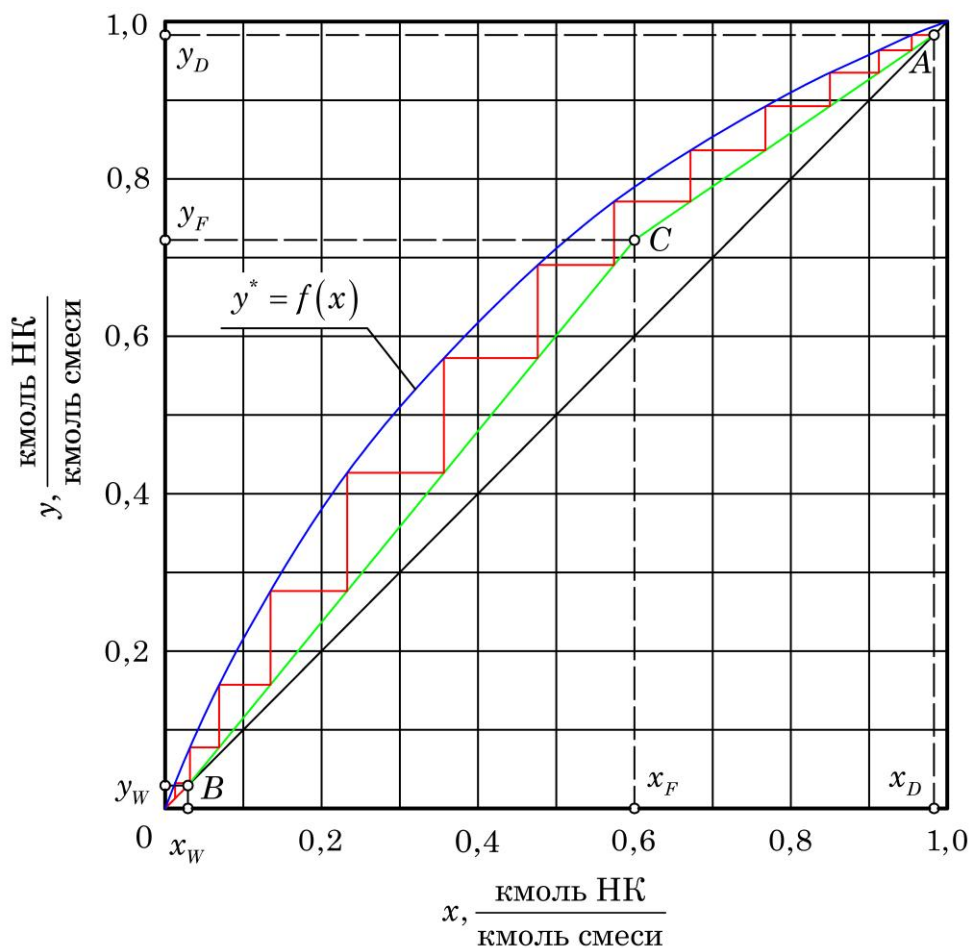


Рисунок 4.9 – К определению N_T для ректификационной колонны по методу Мак-Кэба и Тиле при $R = R_s = 2,112$

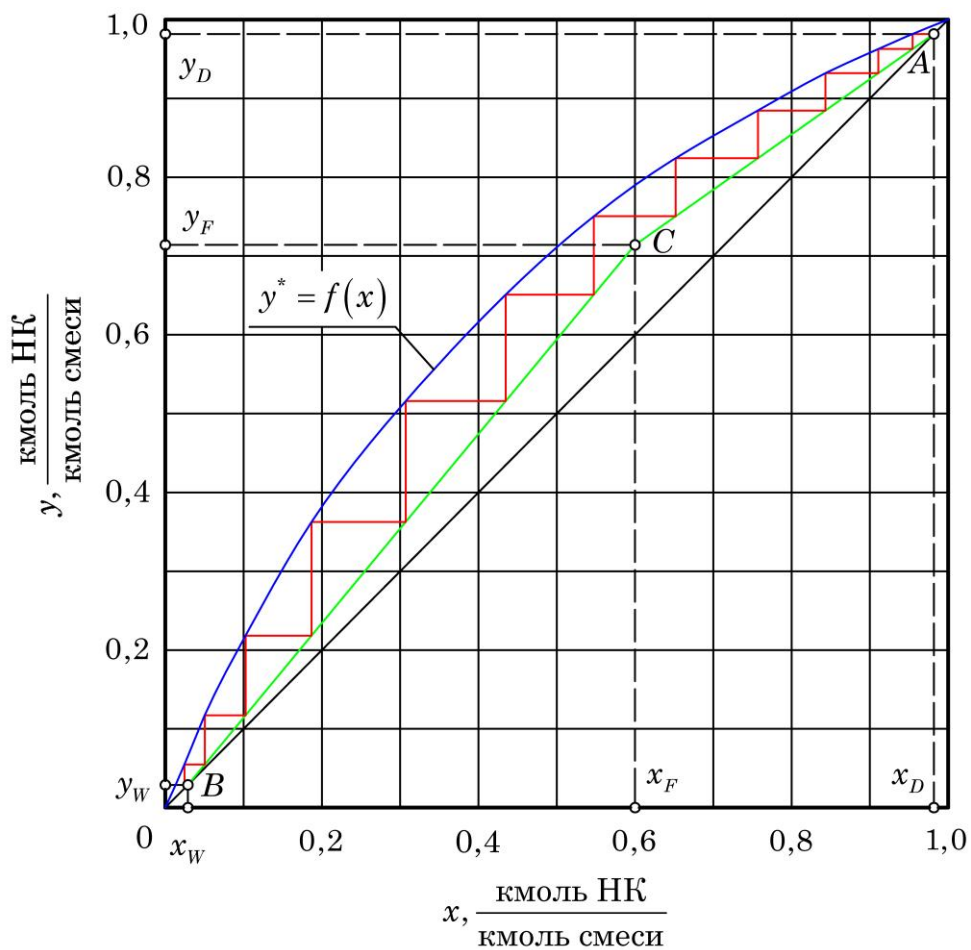


Рисунок 4.10 – К определению N_T для ректификационной колонны по методу Мак-Кэба и Тиле при $R = R_0 = 2,322$

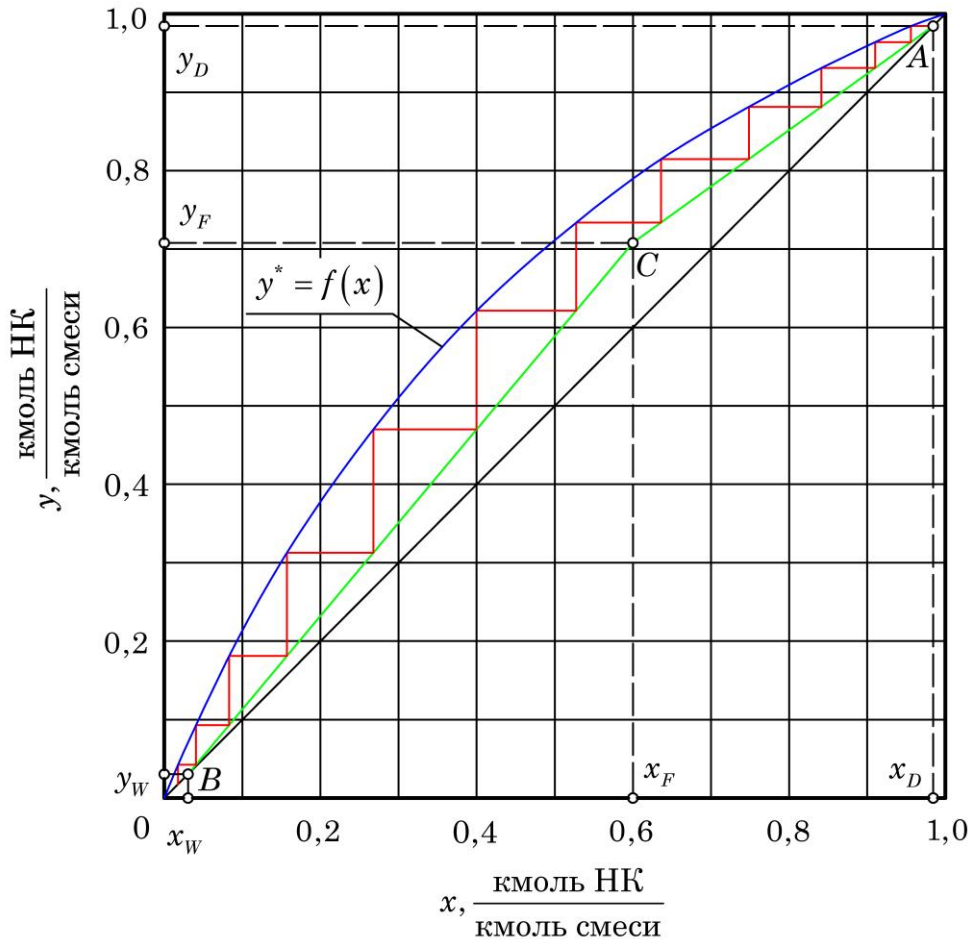


Рисунок 4.11 – К определению N_t для ректификационной колонны по методу Мак-Кэба и Тиле при $R = R'' = 2,531$

Таблица 4.2 – Исходные данные и результаты расчетов к определению оптимального флегмового числа

R	1,066	1,275	1,485	1,694	1,903	2,112	2,322	2,531
$a = \frac{R}{R+1}$	0,5160	0,5605	0,5975	0,6288	0,6556	0,6787	0,6990	0,7169
$b = \frac{x_D}{R+1}$	0,4758	0,4320	0,3956	0,3649	0,3386	0,3158	0,2959	0,2784
$y_F, \frac{\text{кмоль}}{\text{кмоль}}$	0,7854	0,7684	0,7542	0,7423	0,7320	0,7232	0,7154	0,7086
$N_T, \text{штук}$	24,60	17,19	14,91	13,66	12,87	12,23	11,78	11,46
$N_T(R+1)$	50,83	39,12	37,06	36,81	37,36	38,07	39,14	40,47

По данным таблицы 4.2 выполняем график функции $N_T(R+1) = f(R)$, который показан на рисунке 4.12. Минимум функции $N_T(R+1) = f(R)$ соответствует $R_{\text{опт}} = 1,6$.

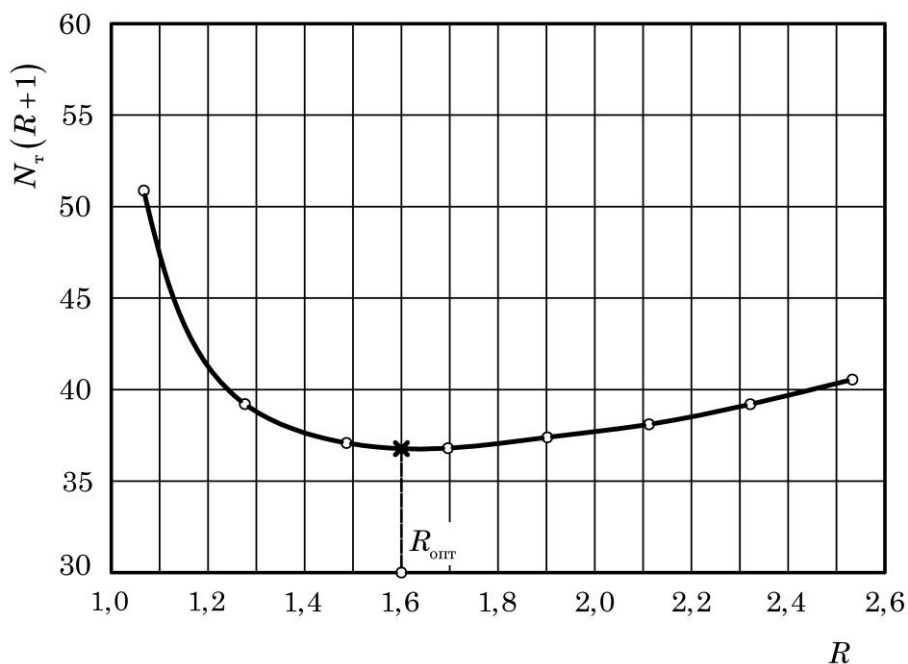


Рисунок 4.12 – К определению $R_{\text{опт}}$

4.4 Рабочие линии и их построение на диаграмме x – y

Для дальнейших расчетов принимаем рабочее флегмовое число равным оптимальному $R = R_{\text{опт}} = 1,6$.

При рабочем флегмовом числе уравнения рабочих линий укрепляющей и исчерпывающей частей колонны принимают вид

$$y_{\text{в}} = \frac{R}{R+1} x_{\text{в}} + \frac{x_{\text{D}}}{R+1}; \quad (4.18)$$

$$y_{\text{н}} = \frac{R+f}{R+1} x_{\text{н}} + \frac{1-f}{R+1} x_{\text{W}}. \quad (4.19)$$

В явном виде уравнения рабочих линий укрепляющей и исчерпывающей частей колонны записываются следующим образом:

$$y_{\text{в}} = \frac{1,6}{1,6+1} x_{\text{в}} + \frac{0,9830}{1,6+1} = 0,6154x_{\text{в}} + 0,3781;$$

$$y_{\text{н}} = \frac{1,6+1,671}{1,6+1} x_{\text{н}} + \frac{1-1,671}{1,6+1} 0,02935 = 1,258x_{\text{н}} - 7,572 \cdot 10^{-3}.$$

На рисунке 4.13 представлена диаграмма x – y с рабочими линиями процесса при рабочем флегмовом числе.

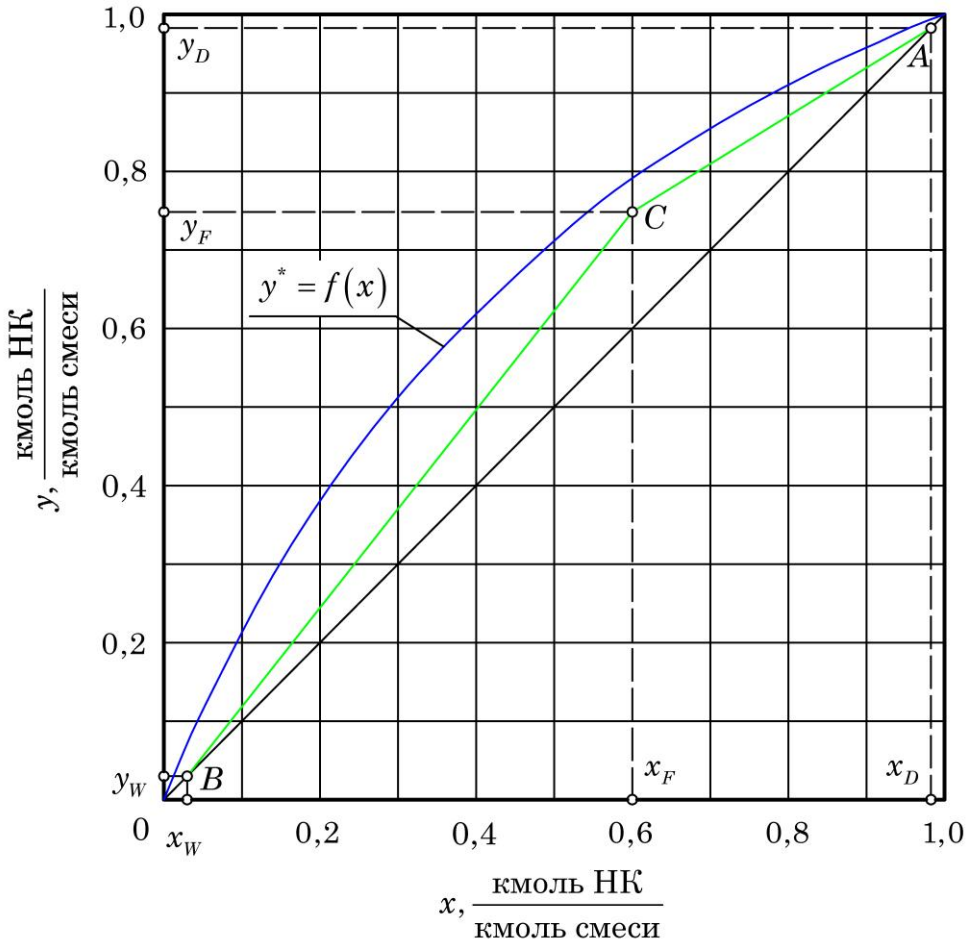


Рисунок 4.13 – Рабочие линии процесса при рабочем флегмовом числе $R = 1,6$

4.5 Установление средних параметров жидкости и пара в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны

4.5.1 Расчет средних составов жидкости в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны

Среднюю молярную долю НК в жидкости в укрепляющей $x_{в.с}$, кмоль/кмоль, и исчерпывающей $x_{н.с}$, кмоль/кмоль, частях колонны рассчитываем по формулам:

$$x_{в.с} = 0,5(x_F + x_D); \quad (4.20)$$

$$x_{н.с} = 0,5(x_W + x_F). \quad (4.21)$$

$$x_{в.с} = 0,5(0,6001 + 0,9830) = 0,7916 \text{ кмоль/кмоль};$$

$$x_{н.с} = 0,5(0,02935 + 0,6001) = 0,3147 \text{ кмоль/кмоль}.$$

4.5.2 Расчет средних составов пара в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны

Среднюю молярную долю НК в паре в укрепляющей $y_{в.с}$, кмоль/кмоль, и исчерпывающей $y_{н.с}$, кмоль/кмоль, частях колонны определяем расчетным путем по следующим формулам:

$$y_{в.с} = \frac{R}{R+1} x_{в.с} + \frac{x_D}{R+1}; \quad (4.22)$$

$$y_{н.с} = \frac{R+f}{R+1} x_{н.с} + \frac{1-f}{R+1} x_W. \quad (4.23)$$

$$y_{в.с} = \frac{1,6}{1,6+1} 0,7916 + \frac{0,9830}{1,6+1} = 0,8652 \text{ кмоль/кмоль};$$

$$y_{н.с} = \frac{1,6+1,671}{1,6+1} 0,3147 + \frac{1-1,671}{1,6+1} 0,02935 = 0,3884 \text{ кмоль/кмоль}.$$

4.5.3 Расчет средних молярных масс жидкости и пара в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны

Среднюю молярную массу жидкости в укрепляющей части колонны $M_{\text{хв}}$, кг/кмоль, рассчитываем по формуле

$$M_{\text{хв}} = M_{\text{НК}} x_{\text{в.с}} + M_{\text{БК}} (1 - x_{\text{в.с}}). \quad (4.24)$$

$$M_{\text{хв}} = 78,1 \cdot 0,7916 + 92,1(1 - 0,7916) = 81,02 \text{ кг/кмоль.}$$

Среднюю молярную массу жидкости в исчерпывающей части колонны $M_{\text{хн}}$, кг/кмоль, определяем по формуле

$$M_{\text{хн}} = M_{\text{НК}} x_{\text{н.с}} + M_{\text{БК}} (1 - x_{\text{н.с}}). \quad (4.25)$$

$$M_{\text{хн}} = 78,1 \cdot 0,3147 + 92,1(1 - 0,3147) = 87,69 \text{ кг/кмоль.}$$

Среднюю молярную массу пара в укрепляющей части колонны $M_{\text{ыв}}$, кг/кмоль, рассчитываем по формуле

$$M_{\text{ыв}} = M_{\text{НК}} y_{\text{в.с}} + M_{\text{БК}} (1 - y_{\text{в.с}}). \quad (4.26)$$

$$M_{\text{ыв}} = 78,1 \cdot 0,8652 + 92,1(1 - 0,8652) = 79,99 \text{ кг/кмоль.}$$

Среднюю молярную массу пара в исчерпывающей части колонны M_{yh} , кг/кмоль, рассчитываем по формуле

$$M_{\text{yh}} = M_{\text{НК}} y_{\text{н.с}} + M_{\text{БК}} (1 - y_{\text{н.с}}). \quad (4.27)$$

$$M_{\text{yh}} = 78,1 \cdot 0,3884 + 92,1(1 - 0,3884) = 86,66 \text{ кг/кмоль.}$$

4.5.4 Определение температур жидкости и пара

Необходимые для определения температур фаз построения на диаграмме $t-x-y$ представлены на рисунке 4.14. В результате получены следующие значения:

- температура жидкого питания, подаваемого в колонну, $t_F = 89,40^\circ\text{C}$;
- температура жидкого кубового остатка, покидающего колонну, $t_W = 109,24^\circ\text{C}$;

– температура паров флегмы и дистиллята, отводимых из колонны, $t_{yD} = 81,14^{\circ}\text{C}$;

– температура жидких флегмы и дистиллята, отводимых из дефлегматора установки, $t_{xD} = t_{yD} = 81,14^{\circ}\text{C}$;

– средняя температура жидкости в укрепляющей части колонны $t_{xB} = 84,59^{\circ}\text{C}$;

– средняя температура жидкости в исчерпывающей части колонны $t_{xH} = 98,09^{\circ}\text{C}$;

– средняя температура пара в укрепляющей части колонны $t_{yB} = 86,32^{\circ}\text{C}$;

– средняя температура пара в исчерпывающей части колонны $t_{yH} = 102,0^{\circ}\text{C}$.

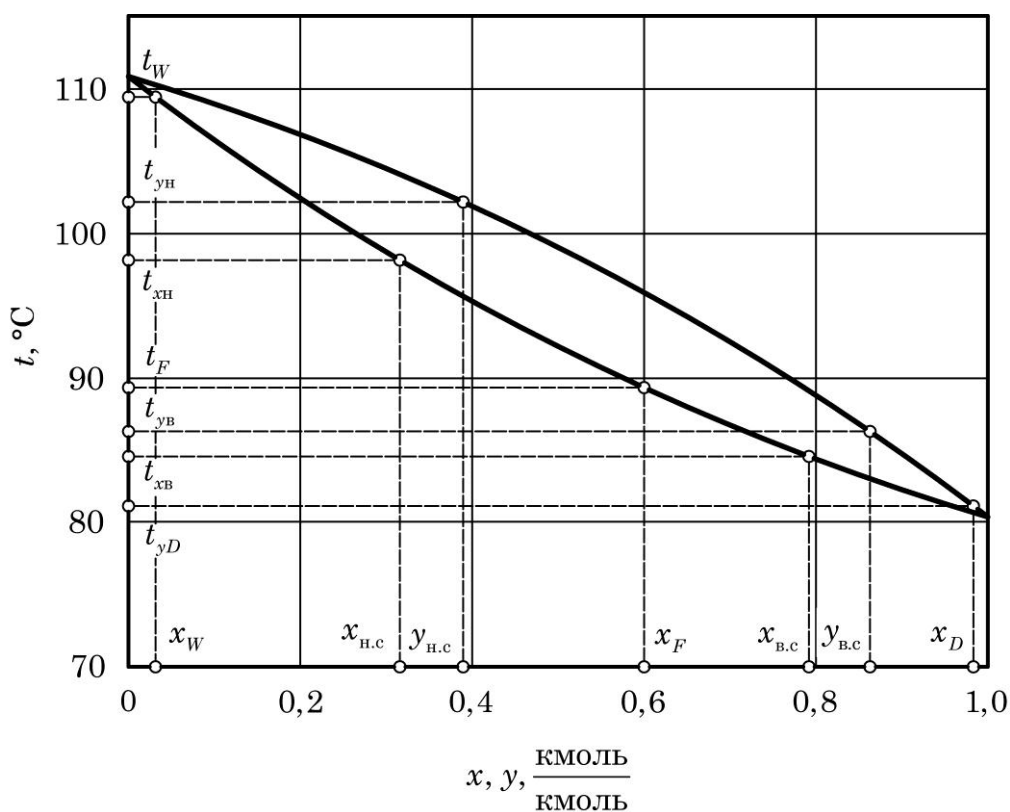


Рисунок 4.14 – Определение температур жидкости и пара на диаграмме $t-x-y$

4.5.5 Расчет плотности жидкости и пара

Расчет плотностей жидких потоков ρ_i , кг/м³, проводят по формуле

$$\rho_i = \frac{1}{\frac{\bar{x}_i}{\rho_{\text{НК}}} + \frac{1-\bar{x}_i}{\rho_{\text{ВК}}}}, \quad (4.28)$$

где \bar{x}_i – массовая доля НК в i -том потоке, кг/кг;

$\rho_{\text{НК}}$ и $\rho_{\text{ВК}}$ – плотности жидких НК и ВК соответственно при температуре (средней) потока, кг/м³.

Плотности жидких НК и ВК при температуре $t_w = 109,24^\circ\text{C}$: $\rho_{\text{НК}} = 782,2$ кг/м³; $\rho_{\text{ВК}} = 778,3$ кг/м³ [1, табл. 7, стр. 241]. Плотность жидкого кубового остатка ρ_w , кг/м³, при $\bar{x}_w = 0,025$ кг/кг,

$$\rho_w = \frac{1}{\frac{0,025}{782,2} + \frac{1-0,025}{778,3}} = 778,4 \text{ кг/м}^3.$$

Плотности жидких НК и ВК при температуре $t_f = 89,40^\circ\text{C}$: $\rho_{\text{НК}} = 804,9$ кг/м³; $\rho_{\text{ВК}} = 798,7$ кг/м³ [1, табл. 7, стр. 241]. Плотность жидкого питания ρ_f , кг/м³, при $\bar{x}_f = 0,56$ кг/кг,

$$\rho_f = \frac{1}{\frac{0,56}{804,9} + \frac{1-0,56}{798,7}} = 802,1 \text{ кг/м}^3.$$

Плотности жидких НК и ВК при температуре $t_{\text{д}} = 81,14^\circ\text{C}$: $\rho_{\text{НК}} = 813,8$ кг/м³; $\rho_{\text{ВК}} = 807,4$ кг/м³ [1, табл. 7, стр. 241]. Плотность жидкого дистиллята ρ_d , кг/м³, при $\bar{x}_d = 0,98$ кг/кг,

$$\rho_d = \frac{1}{\frac{0,98}{813,8} + \frac{1-0,98}{807,4}} = 813,7 \text{ кг/м}^3.$$

Массовая доля НК в жидкостях среднего состава в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны $\bar{x}_{\text{в.с}}$ и $\bar{x}_{\text{н.с}}$, кг/кг, соответственно

$$\bar{x}_{\text{в.с}} = \frac{x_{\text{в.с}} M_{\text{НК}}}{M_{\text{НК}} x_{\text{в.с}} + M_{\text{ВК}} (1 - x_{\text{в.с}})}; \quad (4.29)$$

$$\bar{x}_{\text{н.с}} = \frac{x_{\text{н.с}} M_{\text{НК}}}{M_{\text{НК}} x_{\text{н.с}} + M_{\text{ВК}} (1 - x_{\text{н.с}})}. \quad (4.30)$$

$$\bar{x}_{\text{в.с}} = \frac{0,7916 \cdot 78,1}{78,1 \cdot 0,7916 + 92,1(1 - 0,7916)} = 0,7631 \text{ кг/кг.}$$

$$\bar{x}_{\text{н.с}} = \frac{0,3147 \cdot 78,1}{78,1 \cdot 0,3147 + 92,1(1 - 0,3147)} = 0,2803 \text{ кг/кг.}$$

Плотности жидких НК и ВК при температуре $t_{\text{хв}} = 84,59^\circ\text{C}$: $\rho_{\text{НК}} = 810,1 \text{ кг/м}^3$; $\rho_{\text{ВК}} = 803,4 \text{ кг/м}^3$ [1, табл. 7, стр. 241]. Плотность жидкости среднего состава в укрепляющей части колонны $\rho_{\text{хв}}$, кг/м^3 ,

$$\rho_{\text{хв}} = \frac{1}{\frac{0,7631}{810,1} + \frac{1 - 0,7631}{803,4}} = 808,5 \text{ кг/м}^3.$$

Плотности жидких НК и ВК при температуре $t_{\text{хн}} = 98,09^\circ\text{C}$: $\rho_{\text{НК}} = 795,2 \text{ кг/м}^3$; $\rho_{\text{ВК}} = 790,0 \text{ кг/м}^3$ [1, табл. 7, стр. 241]. Плотность жидкости среднего состава в исчерпывающей части колонны $\rho_{\text{хн}}$, кг/м^3 ,

$$\rho_{\text{хн}} = \frac{1}{\frac{0,2803}{795,2} + \frac{1 - 0,2803}{790,0}} = 791,4 \text{ кг/м}^3.$$

Плотность паров флегмы и дистиллята отводимых из колонны в дефлегматор ρ_{yD} , кг/м^3 ,

$$\rho_{\text{yD}} = \frac{M_D}{22,4} \cdot \frac{273}{t_{\text{yD}} + 273} \cdot \frac{P}{P_0}, \quad (4.31)$$

где P_0 – нормальное барометрическое давление, Па.

Нормальное барометрическое давление $P_0 = 1,013 \cdot 10^5$ Па.

$$\rho_{yD} = \frac{78,34}{22,4} \cdot \frac{273}{81,14 + 273} \cdot \frac{1 \cdot 10^5}{1,013 \cdot 10^5} = 2,662 \text{ кг/м}^3.$$

Плотность паров среднего состава в укрепляющей части колонны ρ_{yB} , кг/м³, рассчитываем по формуле

$$\rho_{yB} = \frac{M_{yB}}{22,4} \cdot \frac{273}{t_{yB} + 273} \cdot \frac{P}{P_0}. \quad (4.32)$$

$$\rho_{yB} = \frac{79,99}{22,4} \cdot \frac{273}{86,32 + 273} \cdot \frac{1 \cdot 10^5}{1,013 \cdot 10^5} = 2,679 \text{ кг/м}^3.$$

Плотность паров среднего состава в исчерпывающей части колонны ρ_{yH} , кг/м³, рассчитываем по формуле

$$\rho_{yH} = \frac{M_{yH}}{22,4} \cdot \frac{273}{t_{yH} + 273} \cdot \frac{P}{P_0}. \quad (4.33)$$

$$\rho_{yH} = \frac{86,66}{22,4} \cdot \frac{273}{102,0 + 273} \cdot \frac{1 \cdot 10^5}{1,013 \cdot 10^5} = 2,781 \text{ кг/м}^3.$$

4.5.6 Расчет массовых расходов жидкости и пара

Массовый расход флегмы \bar{G}_R , кг/с, вычисляем по формуле

$$\bar{G}_R = \bar{G}_D R. \quad (4.34)$$

$$\bar{G}_R = 1,245 \cdot 1,6 = 1,992 \text{ кг/с.}$$

Средние массовые расходы жидкости в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны \bar{G}_{xB} и \bar{G}_{xH} соответственно, кг/с, определяем по зависимостям:

$$\bar{G}_{xB} = M_{xB} D R; \quad (4.35)$$

$$\bar{G}_{xH} = M_{xH} D (R + f). \quad (4.36)$$

$$\bar{G}_{xB} = 81,02 \cdot 0,01589 \cdot 1,6 = 2,06 \text{ кг/с.}$$

$$\bar{G}_{\text{хн}} = 87,69 \cdot 0,01589(1,6 + 1,671) = 4,558 \text{ кг/с.}$$

Массовый расход пара флегмы и дистиллята, покидающих колонну, \bar{G} , кг/с, рассчитываем по формуле

$$\bar{G} = \bar{G}_R + \bar{G}_D. \quad (4.37)$$

$$\bar{G} = 1,992 + 1,245 = 3,237 \text{ кг/с.}$$

Средние массовые расходы пара в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны $\bar{G}_{\text{ув}}$ и $\bar{G}_{\text{ун}}$ соответственно, кг/с, определяем по следующим зависимостям:

$$\bar{G}_{\text{ув}} = M_{\text{ув}} D(R + 1); \quad (4.38)$$

$$\bar{G}_{\text{ун}} = M_{\text{ун}} D(R + 1). \quad (4.39)$$

$$\bar{G}_{\text{ув}} = 79,99 \cdot 0,01589(1,6 + 1) = 3,305 \text{ кг/с.}$$

$$\bar{G}_{\text{ун}} = 86,66 \cdot 0,01589(1,6 + 1) = 3,581 \text{ кг/с.}$$

4.5.7 Расчет объемных расходов жидкости и пара

Объемный расход паров флегмы и дистиллята при рабочих условиях V_G , м³/с, рассчитываем по формуле

$$V_G = \frac{\bar{G}_R}{\rho_{yD}}. \quad (4.40)$$

$$V_G = \frac{1,992}{2,662} = 0,7483 \text{ м}^3/\text{с.}$$

Для расчета средних объемных расходов пара в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны $V_{\text{ув}}$ и $V_{\text{ун}}$ соответственно, м³/с, используем зависимости:

$$V_{\text{ув}} = \frac{\bar{G}_{\text{ув}}}{\rho_{\text{ув}}}; \quad (4.41)$$

$$V_{\text{yH}} = \frac{\bar{G}_{\text{yH}}}{\rho_{\text{yH}}}. \quad (4.42)$$

$$V_{\text{yB}} = \frac{3,305}{2,679} = 1,234 \text{ м}^3/\text{с}.$$

$$V_{\text{yH}} = \frac{3,581}{2,781} = 1,288 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Объемные расходы жидких питания, дистиллята и кубового остатка V_F , V_D и V_W соответственно, $\text{м}^3/\text{с}$, определяют по формулам:

$$V_F = \frac{\bar{G}_F}{\rho_F}; \quad (4.43)$$

$$V_D = \frac{\bar{G}_D}{\rho_D}; \quad (4.44)$$

$$V_W = \frac{\bar{G}_W}{\rho_W}. \quad (4.45)$$

$$V_F = \frac{2,222}{802,1} = 2,770 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с}.$$

$$V_D = \frac{1,245}{813,7} = 1,530 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с}.$$

$$V_W = \frac{0,977}{778,4} = 1,256 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с}.$$

Объемный расход жидкой флегмы V_R , $\text{м}^3/\text{с}$, определяем следующим образом:

$$V_R = \frac{\bar{G}_R}{\rho_D}. \quad (4.46)$$

$$V_R = \frac{1,992}{813,7} = 2,448 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с}.$$

Расчет средних объемных расходов жидкости в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны V_{XB} и V_{XH} соответственно, м³/с, осуществляем по следующим формулам:

$$V_{\text{XB}} = \frac{\bar{G}_{\text{XB}}}{\rho_{\text{XB}}}; \quad (4.47)$$

$$V_{\text{XH}} = \frac{\bar{G}_{\text{XH}}}{\rho_{\text{XH}}}. \quad (4.48)$$

$$V_{\text{XB}} = \frac{2,06}{808,5} = 2,548 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с}.$$

$$V_{\text{XH}} = \frac{4,558}{791,4} = 5,759 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с}.$$

4.5.8 Расчет динамической вязкости жидкостей

Средние значения динамической вязкости жидкости в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны μ_{XB} и μ_{XH} соответственно, Па·с, определяем по формулам:

$$\mu_{\text{XB}} = 10^{x_{\text{в.с}} \lg \mu_{\text{НК.в}} + (1-x_{\text{в.с}}) \lg \mu_{\text{ВК.в}}}; \quad (4.49)$$

$$\mu_{\text{XH}} = 10^{x_{\text{н.с}} \lg \mu_{\text{НК.н}} + (1-x_{\text{н.с}}) \lg \mu_{\text{ВК.н}}}, \quad (4.50)$$

где $\mu_{\text{НК.в}}$ и $\mu_{\text{ВК.в}}$ – динамическая вязкость жидких НК и ВК соответственно при температуре t_{XB} , Па·с;

$\mu_{\text{НК.н}}$ и $\mu_{\text{ВК.н}}$ – динамическая вязкость жидких НК и ВК соответственно при температуре t_{XH} , Па·с.

Динамическая вязкость жидких НК и ВК при температуре $t_{\text{XB}} = 84,59^\circ\text{C}$: $\mu_{\text{НК.в}} = 3,019 \cdot 10^{-4}$ Па·с; $\mu_{\text{ВК.в}} = 3,070 \cdot 10^{-4}$ Па·с [1, табл. 10, стр. 246].

$$\mu_{\text{XB}} = 10^{0,7916 \cdot \lg(3,019 \cdot 10^{-4}) + (1-0,7916) \lg(3,070 \cdot 10^{-4})} = 3,029 \cdot 10^{-4} \text{ Па} \cdot \text{с}.$$

Динамическая вязкость жидких НК и ВК при температуре $t_{\text{хн}} = 98,09^\circ\text{C}$: $\mu_{\text{НК.н}} = 2,656 \cdot 10^{-4} \text{ Па} \cdot \text{с}$; $\mu_{\text{ВК.н}} = 2,752 \cdot 10^{-4} \text{ Па} \cdot \text{с}$ [1, табл. 10, стр. 246].

$$\mu_{\text{хн}} = 10^{0,3147 \cdot \lg(2,656 \cdot 10^{-4}) + (1-0,3147) \lg 2,752 \cdot 10^{-4}} = 2,721 \cdot 10^{-4} \text{ Па} \cdot \text{с}.$$

4.6 Расчет рабочей скорости пара в ректификационной колонне и ее диаметра

4.6.1 Расчет рабочей скорости пара в колонне

Для ситчатых тарелок при межтарельчатых расстояниях от 300 до 700 мм расчетные рабочие скорости для укрепляющей и исчерпывающей частей колонны $w_{\text{р.в}}$ и $w_{\text{р.н}}$ соответственно, м/с, определяем по следующим зависимостям:

$$w_{\text{р.в}} = C \sqrt{\frac{\rho_{\text{лв}} - \rho_{\text{ув}}}{\rho_{\text{ув}}}}; \quad (4.51)$$

$$w_{\text{р.н}} = C \sqrt{\frac{\rho_{\text{лн}} - \rho_{\text{ун}}}{\rho_{\text{ун}}}}, \quad (4.52)$$

где C – коэффициент, м/с.

Значение коэффициента C зависит от межтарельчатого расстояния $h_{\text{т}}$, м, и определяется по графику [1, рис. 1.6, стр. 30]. Принимаем $h_{\text{т}} = 0,4$ м, тогда $C = 0,057$.

$$w_{\text{р.в}} = 0,057 \sqrt{\frac{808,5 - 2,679}{2,679}} = 0,9887 \text{ м/с}.$$

$$w_{\text{р.н}} = 0,057 \sqrt{\frac{791,4 - 2,781}{2,781}} = 0,9599 \text{ м/с}.$$

4.6.2 Расчет диаметра ректификационной колонны

Расчетные диаметры укрепляющей и исчерпывающей частей колонны $D_{\text{р.в}}$ и $D_{\text{р.н}}$ соответственно, м, определяем по формулам:

$$D_{p.в} = \sqrt{\frac{4V_{yв}}{\pi w_{p.в}}}; \quad (4.53)$$

$$D_{p.н} = \sqrt{\frac{4V_{yн}}{\pi w_{p.н}}}. \quad (4.54)$$

$$D_{p.в} = \sqrt{\frac{4 \cdot 1,234}{3,14 \cdot 0,9887}} = 1,261 \text{ м.}$$

$$D_{p.н} = \sqrt{\frac{4 \cdot 1,288}{3,14 \cdot 0,9599}} = 1,307 \text{ м.}$$

Полученные расчетные диаметры отличаются несущественно – $D_{p.н} - D_{p.в} = 0,0463 < 0,2$ м, поэтому за расчетный диаметр принимаем больший из них $D_p = D_{p.н} = 1,307$ м.

Действительный диаметр колонны D_k , м, принимаем ближайшим к D_p , диаметр стандартизованного колонного тарельчатого аппарата $D_k = 1,4$ м [1, табл. 6, стр. 308].

4.6.3 Действительная скорость пара в колонне

Действительные скорости пара в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны $w_{yв}$ и $w_{yн}$ соответственно, м/с, рассчитывают по следующим формулам:

$$w_{yв} = \frac{4V_{yв}}{\pi D_k^2}; \quad (4.55)$$

$$w_{yн} = \frac{4V_{yн}}{\pi D_k^2}. \quad (4.56)$$

$$w_{yв} = \frac{4 \cdot 1,234}{3,14 \cdot 1,4^2} = 0,8015 \text{ м/с.}$$

$$w_{yн} = \frac{4 \cdot 1,288}{3,14 \cdot 1,4^2} = 0,8365 \text{ м/с.}$$

4.6.4 Параметры тарелки

Для принятого значения $D_k = 1,4$ м ситчатая тарелка (тип 1, исполнение 2) имеет следующие параметры [1, табл. 15, стр. 324] и [1, табл. 16, стр. 326]:

- диаметр отверстий $d_o = 0,008$ м;
- шаг отверстий в тарелке $t_o = 0,018$ м;
- относительное свободное сечение тарелки $f_{св} = 0,1201$ м²/м²;
- высота сливного порога $h_{пер} = 0,03$ м;
- периметр слива $L_C = 0,84$ м.

Значения $d_o, t_o, h_{пер}$ приняты из рекомендуемых технической документацией на изготовление ситчатых тарелок [ОСТ 26-01-108-85].

4.7 Расчет высоты ректификационной колонны

4.7.1 Расчет числа теоретических тарелок в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны

Число теоретических тарелок в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны $N_{т.в}$ и $N_{т.н}$ соответственно, штук, определим по методу МакКэба и Тиле [1, стр. 121] (построения на диаграмме $x-y$ представлены на рисунке 4.15). Число теоретических тарелок в укрепляющей части колонны $N_{т.в} = 6,80$ штук, число теоретических тарелок в исчерпывающей части колонны $N_{т.н} = 7,14$ штук. Дробные части значений $N_{т.в}$ и $N_{т.н}$ определены по методу, описанному в пособии [1, стр. 58].

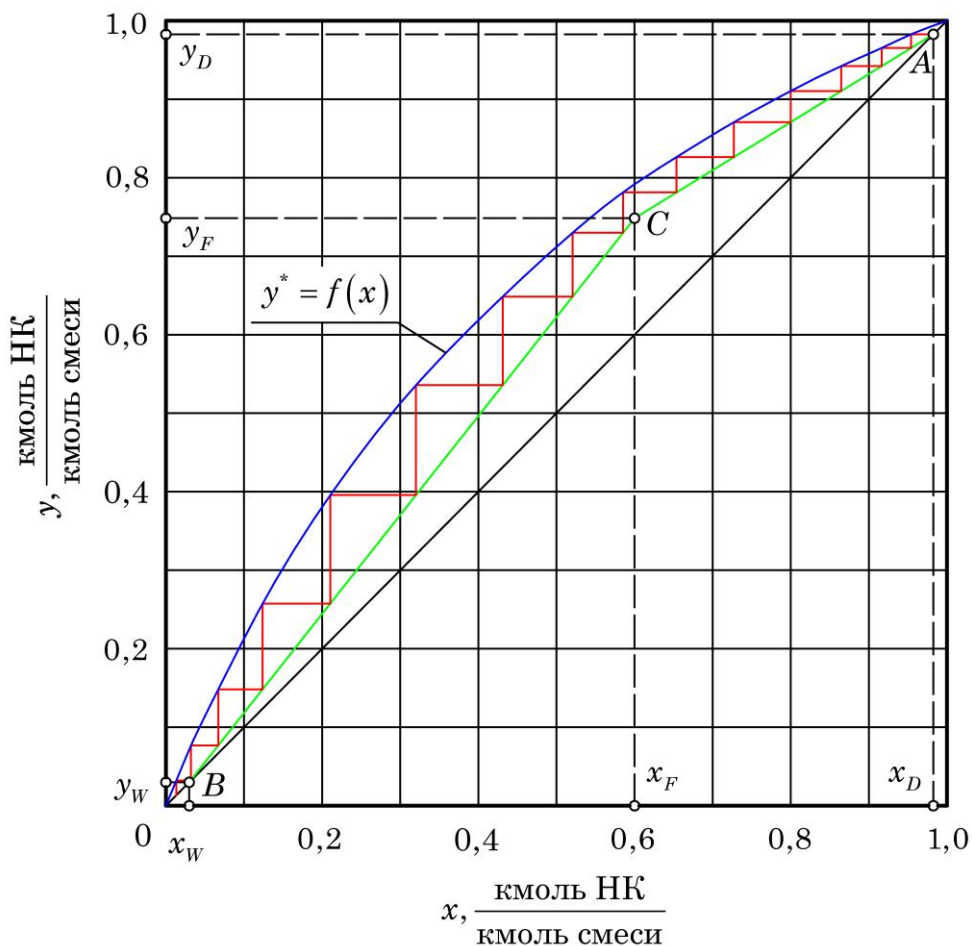


Рисунок 4.15 – К определению числа теоретических тарелок в укрепляющей и исчерпывающей частях ректификационной колонны

4.7.2 Расчет средней эффективности тарелок в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны

Среднюю эффективность ситчатых тарелок при ректификации в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны η_B и η_H соответственно определяем с помощью эмпирических зависимостей [1, стр. 146]:

$$\eta_B = 0,091(\alpha_B \mu_{xв})^{-0,245}; \quad (4.57)$$

$$\eta_n = 0,091(\alpha_n \mu_{xn})^{-0,245}, \quad (4.58)$$

где α_b и α_n – относительные летучести компонентов разделяемой смеси в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны соответственно.

Величины α_b и α_n рассчитываем по формулам:

$$\alpha_b = \frac{P_{НК.в}}{P_{БК.в}}; \quad (4.59)$$

$$\alpha_n = \frac{P_{НК.н}}{P_{БК.н}}, \quad (4.60)$$

где $P_{НК.в}$ и $P_{БК.в}$ – давления насыщенных паров НК и ВК при температуре t_{xb} соответственно, Па;

$P_{НК.н}$ и $P_{БК.н}$ – давления насыщенных паров НК и ВК при температуре t_{xn} соответственно, Па;

Давления насыщенных паров НК и ВК при температуре $t_{xb} = 84,59^\circ\text{C}$:
 $P_{НК.в} = 1,156 \cdot 10^5$ Па; $P_{БК.в} = 4,597 \cdot 10^4$ Па [1, табл. 25, стр. 270].

$$\alpha_b = \frac{1,156 \cdot 10^5}{4,597 \cdot 10^4} = 2,513.$$

Давления насыщенных паров НК и ВК при температуре $t_{xn} = 98,09^\circ\text{C}$:
 $P_{НК.н} = 1,700 \cdot 10^5$ Па; $P_{БК.н} = 7,162 \cdot 10^4$ Па [1, табл. 25, стр. 270].

$$\alpha_n = \frac{1,700 \cdot 10^5}{7,162 \cdot 10^4} = 2,374.$$

$$\eta_b = 0,091(2,513 \cdot 3,029 \cdot 10^{-4})^{-0,245} = 0,5285.$$

$$\eta_n = 0,091(2,374 \cdot 2,721 \cdot 10^{-4})^{-0,245} = 0,5502.$$

При длине пути жидкости на тарелке l_n более 0,9 м следует откорректировать полученные значения η_b и η_n . Определим длину пути жидкости на тарелке l_n , м, по формуле

$$l_{\text{п}} = \sqrt{D_{\text{к}}^2 - L_{\text{с}}^2}. \quad (4.61)$$

$$l_{\text{п}} = \sqrt{1,4^2 - 0,84^2} = 1,12 \text{ м.}$$

При $l_{\text{п}} > 0,9$ м корректировку полученных ранее значений $\eta_{\text{в}}$ и $\eta_{\text{н}}$ проводим по следующим зависимостям:

$$\eta_{l_{\text{в}}} = \eta_{\text{в}} A_l; \quad (4.62)$$

$$\eta_{l_{\text{н}}} = \eta_{\text{н}} A_l, \quad (4.63)$$

где $\eta_{l_{\text{в}}}$ и $\eta_{l_{\text{н}}}$ – откорректированные с учетом длины пути жидкости значения эффективности тарелки в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны;

A_l – коэффициент, величина которого зависит от $l_{\text{п}}$.

Из графика зависимости $A_l = f(l_{\text{п}})$ [1, рис. 2.19, стр. 147] $A_l = 1,079$.

$$\eta_{l_{\text{в}}} = 0,5285 \cdot 1,079 = 0,5701.$$

$$\eta_{l_{\text{н}}} = 0,5502 \cdot 1,079 = 0,5935.$$

4.7.3 Расчет числа тарелок в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны

Число тарелок в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны $N_{\text{в}}$ и $N_{\text{н}}$ соответственно, штук, рассчитаем по формулам:

$$N_{\text{в}} = \frac{N_{\text{т.в}}}{\eta_{l_{\text{в}}}}; \quad (4.64)$$

$$N_{\text{н}} = \frac{N_{\text{т.н}}}{\eta_{l_{\text{н}}}}. \quad (4.65)$$

$$N_{\text{в}} = \frac{6,80}{0,5701} = 11,93 \text{ штук.}$$

$$N_{\text{н}} = \frac{7,14}{0,5935} = 12,03 \text{ штук.}$$

Округляем полученные значения до целого в большую сторону и получим $N_{\text{в}} = 12$ штук $N_{\text{н}} = 13$ штук. Общее число тарелок ректификационной колонны N , штук, определяем следующим образом:

$$N = N_{\text{н}} + N_{\text{в}}. \quad (4.66)$$

$$N = 13 + 12 = 25 \text{ штук.}$$

Руководствуясь указаниями по конструированию колонных аппаратов [2], N принимают четным (при необходимости для этого в укрепляющую часть добавляют одну тарелку).

Окончательно принимаем:

- число тарелок в укрепляющей части колонны $N_{\text{в}} = 13$ штук;
- число тарелок в исчерпывающей части колонны $N_{\text{н}} = 13$ штук;
- общее число тарелок в колонне $N = 26$ штук;
- питающая тарелка 13-тая (снизу).

4.7.4 Расчет высоты тарельчатой части колонны

Принимаем, что разделяемая смесь не содержит загрязненных сред, поэтому максимальное количество тарелок в колонне, при котором не требуется установка люков в ее тарельчатой части, $N_{\text{тл}} = 12$ штук. Общее число тарелок в колонне $N > N_{\text{тл}}$, поэтому необходима установка люков.

Число устанавливаемых люков $N_{\text{л}}$, штук, и, соответственно, число увеличенных межтарельчатых расстояний под люки определяем следующим образом:

$$N_{\text{л}} = \frac{N}{N_{\text{тл}}} - 1. \quad (4.67)$$

$$N_{\text{л}} = \frac{26}{12} - 1 = 1,167 \text{ штук.}$$

Полученный результат округляем до целого в большую сторону $N_{\text{л}} = 2$ штуки.

Высоту тарельчатой части корпуса ректификационной колонны $H_{\text{тч}}$, м, рассчитываем по формуле

$$H_{\text{тч}} = (N - 1)h_{\text{т}} + N_{\text{л}}(h_{\text{л}} - h_{\text{т}}), \quad (4.68)$$

где $h_{\text{д}}$ – межтарельчатое расстояние в месте установки люка, м.

По рекомендациям, приведенным в каталоге [2], принимаем $h_{\text{д}} = 0,8$ м.

$$H_{\text{тч}} = (26 - 1)0,4 + 2(0,8 - 0,4) = 10,8 \text{ м.}$$

4.7.5 Расчет габаритной высоты ректификационной колонны

Габаритную высоту тарельчатой ректификационной колонны цельно-сварного исполнения (см. рисунок 4.16) рассчитываем по формуле

$$H = H_{\text{тч}} + H_{\text{кц}} + H_{\text{сц}} + H_{\text{д}} + H_{\text{о}} + h_{\text{шт}} + l_{\text{шв}}, \quad (4.69)$$

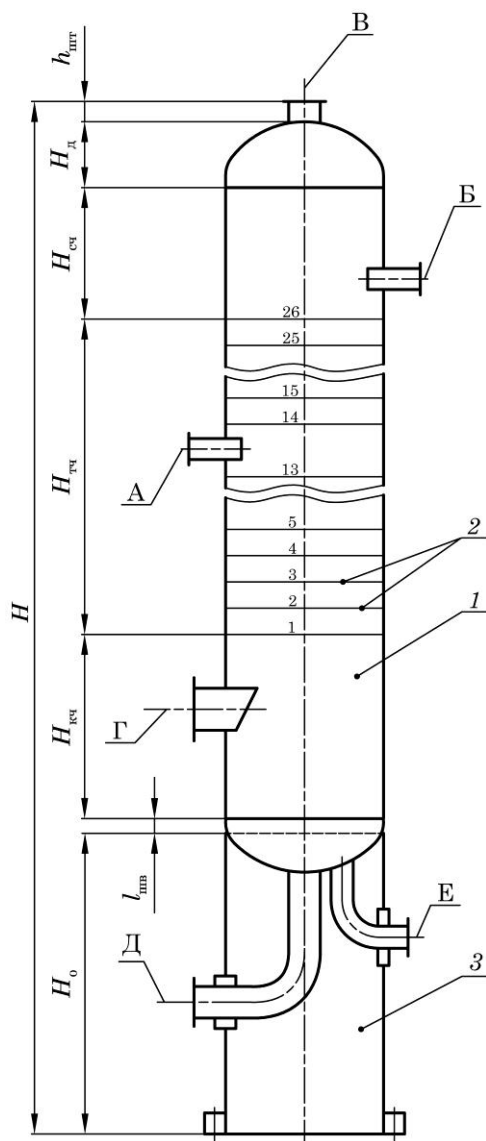
где $H_{\text{кц}}$ и $H_{\text{сц}}$ – высоты обечаек (цилиндрических участков) кубовой и сепарационной частей корпуса колонны соответственно, м;

$H_{\text{д}}$ – высота эллиптического днища (крышки корпуса) колонны, м;

$H_{\text{о}}$ – высота цилиндрической опоры, м;

$h_{\text{шт}}$ – высота штуцера для отвода паров флегмы и дистиллята в дефлегматор, м;

$l_{\text{шв}}$ – расстояние между плоскостями расположения сварных швов соединения днища с обечайкой корпуса и опоры с днищем, м.



1 – корпус; 2 – тарелки; 3 – цилиндрическая опора.

Штуцера: А – для подвода питания; Б – для входа флегмы; В – для выхода пара флегмы и дистиллята; Г – для входа парожидкостной смеси из испарителя; Д – для выхода кубового остатка на циркуляцию (в испаритель); Е – для выхода кубового остатка

Рисунок 4.16 – Схема к расчету габаритной высоты тарельчатой ректификационной колонны цельносварного исполнения

Для цельносварных тарельчатых колонных аппаратов диаметром от 1,0 до 3,6 м [1, рис. 2, стр. 306]: $H_{кц} = 2,8$ м; $H_{сц} = 1,6$ м; $H_o = 2,0$ м; $h_{шт} = 0,2$ м; $l_{шв} = 0,08$ м.

Высоту эллиптического днища с отбортовкой H_d , м, приближенно рассчитываем по формуле

$$H_d = 0,25D_k + 0,04. \quad (4.70)$$

$$H_d = 0,25 \cdot 1,4 + 0,04 = 0,39 \text{ м.}$$

$$H = 10,8 + 2,8 + 1,6 + 0,39 + 2,0 + 0,2 + 0,08 = 17,87 \text{ м.}$$

Расчетная габаритная высота колонны меньше максимально допустимой габаритной высоты стандартизированного цельносварного тарельчатого колонного аппарата, которая при $D_k = 1,4$ м составляет 30 м [2].

4.8 Расчет гидравлического сопротивления ректификационной колонны

Общее гидравлическое сопротивление тарельчатой ректификационной колонны ΔP_k , Па, рассчитываем по зависимости

$$\Delta P_k = \Delta P_{т.н} N_n + \Delta P_{т.в} N_v, \quad (4.71)$$

где $\Delta P_{т.н}$ – гидравлическое сопротивление орошаемой тарелки исчерпывающей части колонны, Па;

$\Delta P_{т.в}$ – гидравлическое сопротивление орошаемой тарелки укрепляющей части колонны, Па.

Гидравлическое сопротивление орошаемых тарелок рассчитываем по следующим формулам:

$$\Delta P_{т.в} = \Delta P_{сух.в} + \Delta P_{пж.в} + \Delta P_{св}; \quad (4.72)$$

$$\Delta P_{т.н} = \Delta P_{сух.н} + \Delta P_{пж.н} + \Delta P_{сн}, \quad (4.73)$$

где $\Delta P_{сух.в}$ и $\Delta P_{сух.н}$ – гидравлические сопротивления сухих тарелок укрепляющей и исчерпывающей частей колонны соответственно, Па;

$\Delta P_{\text{пж.в}}$ и $\Delta P_{\text{пж.н}}$ – гидравлические сопротивления, обусловленные парожидкостными слоями на тарелках укрепляющей и исчерпывающей частей колонны соответственно, Па;

$\Delta P_{\text{св}}$ и $\Delta P_{\text{сн}}$ – гидравлические сопротивления, обусловленные преодолением сил поверхностного натяжения на тарелках укрепляющей и исчерпывающей частей колонны соответственно, Па.

4.8.1 Гидравлическое сопротивление сухих тарелок

Сопротивление сухих тарелок определяем, используя формулы:

$$\Delta P_{\text{сух.в}} = \zeta_{\text{сух}} \frac{\rho_{\text{ув}} w_{\text{ув}}^2}{2 f_{\text{св}}^2}; \quad (4.74)$$

$$\Delta P_{\text{сух.н}} = \zeta_{\text{сух}} \frac{\rho_{\text{ун}} w_{\text{ун}}^2}{2 f_{\text{св}}^2}, \quad (4.75)$$

где $\zeta_{\text{сух}}$ – коэффициент сопротивления сухой тарелки;

$f_{\text{св}}$ – относительное свободное сечение тарелки, м²/м².

Для ситчатых тарелок при $f_{\text{св}}$ от 0,10 до 0,20 м²/м² коэффициент сопротивления сухих тарелок $\zeta_{\text{сух}}$ рекомендуется принимать в пределах от 1,4 до 1,5 [1, стр. 181]. Принимаем $\zeta_{\text{сух}} = 1,4$.

$$\Delta P_{\text{сух.в}} = 1,4 \frac{2,679 \cdot 0,8015^2}{2 \cdot 0,1201^2} = 83,51 \text{ Па.}$$

$$\Delta P_{\text{сух.н}} = 1,4 \frac{2,781 \cdot 0,8365^2}{2 \cdot 0,1201^2} = 94,42 \text{ Па.}$$

4.8.2 Гидравлическое сопротивление, обусловленное парожидкостным слоем на тарелке

Для расчетов гидравлического сопротивления ситчатых тарелок в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны, обусловленного парожидкостным слоем, используем следующие формулы:

$$\Delta P_{\text{пж.в}} = \rho_{\text{хв}} g h_{0\text{в}}; \quad (4.76)$$

$$\Delta P_{\text{пж.н}} = \rho_{\text{хн}} g h_{0\text{н}}, \quad (4.77)$$

где $h_{0\text{в}}$ и $h_{0\text{н}}$ – высота слоев светлой жидкости на тарелках укрепляющей и исчерпывающей частей колонны, м.

Высоты светлых слоев жидкости $h_{0\text{н}}$ и $h_{0\text{в}}$ для ситчатых тарелок рассчитываем по следующим зависимостям:

$$h_{0\text{в}} = 0,787 \left(\frac{V_{\text{хв}}}{L_{\text{с}}} \right)^{0,2} h_{\text{пер}}^{0,56} w_{\text{ыв}}^{0,05-4,6h_{\text{пер}}} \left(1 - 0,31e^{-110\mu_{\text{хв}}} \right) \left(\frac{\sigma_{\text{хв}}}{\sigma} \right)^{0,09}; \quad (4.78)$$

$$h_{0\text{н}} = 0,787 \left(\frac{V_{\text{хн}}}{L_{\text{с}}} \right)^{0,2} h_{\text{пер}}^{0,56} w_{\text{ун}}^{0,05-4,6h_{\text{пер}}} \left(1 - 0,31e^{-110\mu_{\text{хн}}} \right) \left(\frac{\sigma_{\text{хн}}}{\sigma} \right)^{0,09}, \quad (4.79)$$

где $h_{\text{пер}}$ – высота переливного порога тарелки, м;

$\sigma_{\text{хв}}$ и $\sigma_{\text{хн}}$ – поверхностное натяжение жидкостей средних составов при их средних температурах в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны соответственно, Н/м;

σ – поверхностное натяжение воды при температуре 20°C, Н/м.

Принимаем:

$$\sigma_{\text{хв}} = 0,5(\sigma_{\text{НК.в}} + \sigma_{\text{ВК.в}}); \quad (4.80)$$

$$\sigma_{\text{хн}} = 0,5(\sigma_{\text{НК.н}} + \sigma_{\text{ВК.н}}), \quad (4.81)$$

где $\sigma_{\text{НК.в}}$ и $\sigma_{\text{ВК.в}}$ – поверхностное натяжение жидких НК и ВК соответственно при средней температуре жидкости в укрепляющей части колонны, Н/м;

$\sigma_{\text{НК.н}}$ и $\sigma_{\text{ВК.н}}$ – поверхностное натяжение жидких НК и ВК соответственно при средней температуре жидкости в исчерпывающей части колонны, Н/м.

Поверхностное натяжение жидких НК и ВК при температуре $t_{\text{хв}} = 84,59^\circ\text{C}$: $\sigma_{\text{НК.в}} = 2,074 \cdot 10^{-2}$ Н/м; $\sigma_{\text{ВК.в}} = 2,1 \cdot 10^{-2}$ Н/м [1, табл. 12, стр. 250].

$$\sigma_{\text{хв}} = 0,5(2,074 \cdot 10^{-2} + 2,1 \cdot 10^{-2}) = 2,087 \cdot 10^{-2} \text{ Н/м.}$$

Поверхностное натяжение жидких НК и ВК при температуре $t_{\text{хн}} = 98,09^\circ\text{C}$: $\sigma_{\text{НК.н}} = 1,904 \cdot 10^{-2}$ Н/м; $\sigma_{\text{ВК.н}} = 1,96 \cdot 10^{-2}$ Н/м [1, табл. 12, стр. 250].

$$\sigma_{\text{хн}} = 0,5(1,904 \cdot 10^{-2} + 1,96 \cdot 10^{-2}) = 1,932 \cdot 10^{-2} \text{ Н/м.}$$

Поверхностное натяжение воды при температуре 20°C
 $\sigma = 7,27 \cdot 10^{-2}$, Н/м [1, табл. 12, стр. 250].

$$h_{0в} = 0,787 \left(\frac{2,548 \cdot 10^{-3}}{0,84} \right)^{0,2} 0,03^{0,56} 0,8015^{0,05-4,6 \cdot 0,03} \times \\ \times \left(1 - 0,31e^{-110 \cdot 3,029 \cdot 10^{-4}} \right) \left(\frac{2,087 \cdot 10^{-2}}{7,27 \cdot 10^{-2}} \right)^{0,09} = 2,21 \cdot 10^{-2} \text{ м.}$$

$$h_{0н} = 0,787 \left(\frac{5,759 \cdot 10^{-3}}{0,84} \right)^{0,2} 0,03^{0,56} 0,8365^{0,05-4,6 \cdot 0,03} \times \\ \times \left(1 - 0,31e^{-110 \cdot 2,721 \cdot 10^{-4}} \right) \left(\frac{1,932 \cdot 10^{-2}}{7,27 \cdot 10^{-2}} \right)^{0,09} = 2,57 \cdot 10^{-2} \text{ м.}$$

$$\Delta P_{\text{пж.в}} = 808,5 \cdot 9,81 \cdot 2,21 \cdot 10^{-2} = 175,3 \text{ Па.}$$

$$\Delta P_{\text{пж.н}} = 791,4 \cdot 9,81 \cdot 2,57 \cdot 10^{-2} = 199,5 \text{ Па.}$$

4.8.3 Гидравлическое сопротивление, обусловленное силами поверхностного натяжения

Величины $\Delta P_{\text{св}}$ и $\Delta P_{\text{сн}}$ рассчитываем по зависимостям:

$$\Delta P_{\text{св}} = \frac{4\sigma_{\text{св}}}{d_3}; \quad (4.82)$$

$$\Delta P_{\text{сн}} = \frac{4\sigma_{\text{сн}}}{d_3}, \quad (4.83)$$

где d_3 – эквивалентный диаметр отверстий или щелей для прохода пара, м.

Для круглых отверстий ситчатых тарелок d_3 равен номинальному диаметру этих отверстий, поэтому $d_3 = d_0 = 0,008$ м.

$$\Delta P_{\text{об}} = \frac{4 \cdot 2,087 \cdot 10^{-2}}{0,008} = 10,44 \text{ Па.}$$

$$\Delta P_{\text{сн}} = \frac{4 \cdot 1,932 \cdot 10^{-2}}{0,008} = 9,659 \text{ Па.}$$

4.8.4 Гидравлическое сопротивление орошаемых тарелок

Гидравлическое сопротивление орошаемых тарелок в укрепляющей части колонны

$$\Delta P_{\text{т.в}} = 83,51 + 175,3 + 10,44 = 269,2 \text{ Па.}$$

Гидравлическое сопротивление орошаемых тарелок в исчерпывающей части колонны

$$\Delta P_{\text{т.н}} = 94,42 + 199,5 + 9,659 = 303,6 \text{ Па.}$$

4.8.5 Гидравлическое сопротивление ректификационной колонны

Общее гидравлическое сопротивление тарельчатой ректификационной колонны будет равно

$$\Delta P_{\text{к}} = 303,6 \cdot 13 + 269,2 \cdot 13 = 7,447 \cdot 10^3 \text{ Па.}$$

4.9 Расчет штуцеров ректификационной колонны

Основными технологическими штуцерами ректификационной колонны (см. рисунок 4.16) являются:

- для подвода питания штуцер А;
- для подвода флегмы штуцер Б;
- для выхода паров флегмы и дистиллята штуцер В;
- для входа парожидкостной смеси из испарителя штуцер Г;
- для выхода кубового остатка на циркуляцию в испарителе штуцер Д;
- для отвода кубового остатка штуцер Е.

4.9.1 Штуцер для подвода питания

Расчетный диаметр штуцера для подвода питания $d_{p.A}$, м, определяем по формуле

$$d_{p.A} = \sqrt{\frac{4V_F}{\pi w_{рек.A}}}, \quad (4.84)$$

где $w_{рек.A}$ – рекомендуемая скорость жидкости в штуцере, м/с.

Объемный расход жидкого питания при рабочих условиях $V_F = 2,770 \cdot 10^{-3}$ м³/с. Рекомендуемая скорость принудительного движения маловязкой жидкости в напорных линиях насосов от 1,0 до 2,5 м/с [1, стр. 187]. Принимаем $w_{рек.A} = 2,0$ м/с.

$$d_{p.A} = \sqrt{\frac{4 \cdot 2,770 \cdot 10^{-3}}{3,14 \cdot 2,0}} = 0,042 \text{ м.}$$

Принимаем стандартный условный диаметр штуцера для подвода питания $d_{y.A} = 50$ мм.

4.9.2 Штуцер для подвода флегмы

Расчетный диаметр штуцера для подвода флегмы $d_{p.B}$, м, определяем по формуле

$$d_{p.B} = \sqrt{\frac{4V_R}{\pi w_{рек.B}}}, \quad (4.85)$$

где $w_{рек.B}$ – рекомендуемая скорость жидкости в штуцере, м/с.

Объемный расход жидкой флегмы при рабочих условиях $V_R = 2,448 \cdot 10^{-3}$ м³/с. Рекомендуемая скорость принудительного движения маловязкой жидкости в напорных линиях насосов от 1,0 до 2,5 м/с [1, стр. 187]. Принимаем $w_{рек.B} = 2,0$ м/с.

$$d_{p.B} = \sqrt{\frac{4 \cdot 2,448 \cdot 10^{-3}}{3,14 \cdot 2,0}} = 0,0395 \text{ м.}$$

Принимаем стандартный условный диаметр штуцера для подвода флегмы $d_{y.B} = 50$ мм.

4.9.3 Штуцер для отвода паров флегмы и дистиллята

Расчетный диаметр штуцера для отвода паров флегмы и дистиллята $d_{p.B}$, м, определяем по формуле

$$d_{p.B} = \sqrt{\frac{4V_G}{\pi w_{рек.B}}}, \quad (4.86)$$

где $w_{рек.B}$ – рекомендуемая скорость паров флегмы и дистиллята в штуцере, м/с.

Значение скорости $w_{рек.B}$ определяем из условия, что фактор паровой нагрузки в данном штуцере $F_{S.B}$, Па^{0,5}, будет составлять от 8 до 15. При этом

$$F_{S.B} = w_{рек.B} \sqrt{\rho_{yD}}. \quad (4.87)$$

Объемный расход паров флегмы и дистиллята через штуцер при рабочих условиях $V_G = 0,7483$ м³/с. Принимаем значение фактора паровой нагрузки в штуцере равным $F_{S.B} = 12$ Па^{0,5}. Тогда значение рекомендуемой скорости в штуцере для отвода паров флегмы и дистиллята из формулы (4.87)

$$w_{рек.B} = \frac{12}{\sqrt{2,662}} = 7,355 \text{ м/с.}$$

Расчетный диаметр штуцера

$$d_{p.B} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,7483}{3,14 \cdot 7,355}} = 0,3599 \text{ м.}$$

Принимаем стандартный условный диаметр штуцера для отвода паров флегмы и дистиллята $d_{y.B} = 400$ мм.

4.9.4 Штуцер для отвода кубового остатка

Расчетный диаметр штуцера для отвода кубового остатка $d_{p.E}$, м, определяем по формуле

$$d_{p.E} = \sqrt{\frac{4V_w}{\pi w_{рек.E}}}, \quad (4.88)$$

где $w_{рек.E}$ – рекомендуемая скорость жидкости в штуцере, м/с.

Объемный расход жидкого питания при рабочих условиях $V_w = 1,256 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с}$.

Рекомендуемая скорость принудительного движения жидкости в всасывающих линиях насосов от 0,3 до 0,5 м/с [1, стр. 187]. Принимаем $w_{рек.A} = 0,4 \text{ м/с}$.

$$d_{p.E} = \sqrt{\frac{4 \cdot 1,256 \cdot 10^{-3}}{3,14 \cdot 0,4}} = 0,0632 \text{ м.}$$

Принимаем стандартный условный диаметр штуцера для отвода кубового остатка $d_{y.E} = 65 \text{ мм}$.

Литература

1. Процессы и аппараты химической технологии. Расчет и проектирование массообменных аппаратов: учеб. пособие для студентов учреждений высшего образования по химико-технологическим специальностям/ Д.Г. Калишук [и др.]. – Минск: БГТУ, 2014. – 498 с.

2. Колонные аппараты. Каталог. – М.: ЦИНТИХИМНЕФТЕМАШ, 1987. – 27 с.