

2 РАСЧЕТНАЯ ЧАСТЬ

2.1 Исходные данные:

Производительность по пропилену	20,6 - 21 т/ч
Количество рабочих дней	335
Температура ввода сырья	48,6 ⁰ С
Температура верха колонны	40 - 42 ⁰ С
Температура низа колонны	75 - 90 ⁰ С
Давление в питательной секции	15,68 кг/см ²
Давление наверху колонны	15,56 кг/см ²
Давление внизу колонны	15,8 кг/см ²
Количество сырья в колонну	41 т/ч
Количество дистиллята	30 - 42 т/ч
Количество остатка	12 - 18 т/ч
Количество острого орошения	25 – 40 т/ч
Количество тарелок вверху колонны	30 т.; однопоточные
внизу колонны	10 т.; двухпоточные
Тип тарелок - тарелки фирмы “SULZER”	

2.2 Материальный баланс установки высокотемпературного газоразделения

Таблица 6 - Материальный баланс установки высокотемпературного газоразделения

Наименование	Выход, %масс	Производительность			
		т/год	т/сут	кг/ч	кг/с
Приход:					
1 ППФ в К-14	57,810	329688,240	984,144	41006,000	11,391
2 П/К в К-27	19,740	112560,000	336,000	14000,000	3,889
3 П/К в К-6	11,080	63186,360	188,616	7859,000	2,183
4 Фр. C_3 - C_9 в К-19	11,280	64320,000	192,000	8002,500	2,222
5 ВСГ	0,090	562,800	1,680	70,000	0,019
Итого	100,000	570337,500	1702,500	70937,500	19,705
Расход:					
1 Пропилен	29,100	165969,720	495,432	20643,000	5,734
2 Пропан	9,570	54607,680	163,008	6792,000	1,887
3 ББФ	16,920	96480,000	288,000	12000,000	3,333
4 Фр. C_5	4,930	28140,000	84,000	3500,000	0,972
5 П/К в цех 53	39,470	225120,000	672,000	28000,000	7,778
6 Потери	0,001	20,100	0,060	2,500	0,001
Итого	100,000	570337,500	1702,500	70937,500	19,705

2.3 Материальный баланс колонны К-14

Таблица 7 – Состав сырья позиция 501

Компоненты	Молек. масса M_i	Питание колонны К-14					
		G_i , кг/ч	G_i , кг/с	$\frac{G_i}{M_i}$ кмоль/ч	Мольная доля x_i		Массовая доля $x_i = \frac{M_i \cdot x_i'}{\sum M_i \cdot x_i'}$
МАПД	78	1212,0	0,3367	15,5384	0,0173	1,3494	0,0295
Пропилен	42	23155,0	6,4319	551,3095	0,6142	25,7964	0,5648
Пропан	44	7911,0	2,1975	179,7955	0,2003	8,8132	0,1929
Винилацет.	52	79,0	0,0219	1,5192	0,0017	0,0884	0,0019
Бутадиен	54	2918,0	0,8106	54,0370	0,0602	3,2508	0,0712
Бутены	56	3057,0	0,8492	54,5893	0,0608	3,4048	0,0745
Бутаны	58	1196,0	0,3322	20,6207	0,0229	1,3282	0,0291
Смесь C_5	72	857,0	0,2380	11,9028	0,0133	0,9576	0,0210
Бензол	78	519,0	0,1442	6,6538	0,0074	0,5772	0,0126
C_6 неаром.	86	59,0	0,0165	0,6860	0,0008	0,0688	0,0015
Толуол	92	13,0	0,0036	0,1413	0,0002	0,0184	0,0004
$C_7 - C_8$ неаром.	100	1,0	0,0002	0,0100	-	-	-
Этилен	28	1,0	0,0002	0,0357	-	-	-
Этан	30	24,0	0,0067	0,8000	0,0009	0,0270	0,0006
Итого		41002,0	11,3894	897,6392	1,0000	45,6802	1,0000

Таблица 8 – Состав остатка позиция 506

Компоненты	Молек. масса M_i	Остаток R					
		G_i , кг/ч	G_i , кг/с	$\frac{G_i}{M_i}$ кмоль/ч	Мольная доля x_i		Массовая доля $x_i = \frac{M_i \cdot x_i'}{\sum M_i \cdot x_i'}$
МАПД	78	344,0	0,0956	4,4103	0,0196	1,5288	0,0286
Пропилен	42	1914,0	0,5317	45,5714	0,2021	8,4882	0,1587
Пропан	44	1149,0	0,3192	26,1136	0,1159	5,0996	0,0953
Винилацетат	52	79,0	0,0219	1,5192	0,0068	0,3536	0,0066
Бутадиен	54	2905,0	0,8069	53,7963	0,2385	12,8790	0,2407
Бутены	56	3037,0	0,8436	54,2321	0,2405	13,4680	0,2517
Бутаны	58	1191,0	0,3308	20,5345	0,0904	5,2432	0,0980
Смесь C_5	72	857,0	0,2381	11,9028	0,0529	3,8088	0,0717
Бензол	78	519,0	0,1442	6,6538	0,0295	2,3010	0,0430
C_6 неаром.	86	59,0	0,0164	0,6860	0,0031	0,2666	0,0050
Толуол	92	13,0	0,0036	0,1413	0,0007	0,0644	0,0007

Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дат

ВКР-НГТУ-14ХТПВ(Т)-000-18

Лист

33

Стирол	105	-	-	-	-	-	-
--------	-----	---	---	---	---	---	---

Продолжение таблицы 8

Компоненты	Молек. масса M_i	Остаток R					
		G_i , кг/ч	G_i , кг/с	$\frac{G_i}{M_i}$ кмоль/ч	Мольная доля x_i		Массовая доля $x_i = \frac{M_i \cdot x_i}{\sum M_i \cdot x_i}$
Ксилол+ЭБ	108	-	-	-	-	-	-
C_7-C_8 неаром.	100	1,0	0,0003	0,0100	-	-	-
Итого		12068,0	3,3523	225,5713	1,0000	53,5012	1,0000

Таблица 9 – Состав дистиллята позиция 505

Компоненты	Молек. масса M_i	Дистиллят D					
		G_i , кг/ч	G_i , кг/с	$\frac{G_i}{M_i}$ кмоль/ч	Мольная доля x_i		Массовая доля $x_i = \frac{M_i \cdot x_i}{\sum M_i \cdot x_i}$
МАПД	78	868,0	0,2410	11,1282	0,0166	1,2948	0,0301
Пропилен	42	21242,0	5,9006	505,7619	0,7525	316050	0,7341
Пропан	44	6762,0	1,8763	153,6818	0,2287	10,0628	0,2337
Бутадиен	54	13,0	0,0036	0,2408	0,0003	0,0162	0,0004
Бутены	56	20,0	0,0056	0,3572	0,0005	0,0280	0,0002
Бутаны	58	5,0	0,0014	0,0862	0,0001	0,0058	0,0001
Этилен	28	1,0	0,0003	0,0357	0,0001	0,0028	0,0001
Этан	30	24,0	0,0067	0,8000	0,0012	0,0360	0,0008
Итого		28935,0	8,0375	672,0918	1,0000	43,0514	1,0000

Таблица 10 – Состав острого орошения позиция 504

Компонент	Молек. масса M_i	Орошение					
		G_i , кг/ч	G_i , кг/с	$\frac{G_i}{M_i}$ кмоль/ч	Мольная доля x_i		Массовая доля $x_i = \frac{M_i \cdot x_i}{\sum M_i \cdot x_i}$
МАПД	78	1076,0	0,2989	13,7949	0,0197	1,5366	0,0355
Пропилен	42	21535,0	5,9819	512,7381	0,7316	30,7272	0,7109
Пропан	44	7576,0	2,1044	172,1818	0,2457	10,8108	0,2501
Бутадиен	54	34,0	0,0095	0,6296	0,0009	0,0486	0,0011
Бутены	56	51,0	0,0142	0,9107	0,0013	0,0728	0,0017
Бутаны	58	12,0	0,0033	0,2069	0,0003	0,0174	0,0004
Этан	30	11,0	0,0031	0,3667	0,0005	0,0150	0,0003
Итого		30295,0	8,4153	700,8287	1,0000	43,2284	1,0000

Таблица 11 – Состав негидрированной ППФ из Е-33

Компонент ы	Молек. масса M_i	Состав негидрированной ППФ из Е-33					
		G_i , кг/ч	G_i , кг/с	$\frac{G_i}{M_i}$ Кмоль/ч	Молярная доля x_i		Массовая доля $x_i = \frac{M_i \cdot x_i'}{\sum M_i \cdot x_i'}$
МАПД	78	868,0	0,2410	11,1282	0,0166	1,2948	0,0301
Пропилен	42	21242,0	5,9006	505,7619	0,7525	31,6050	0,7341
Пропан	44	6762,0	1,8783	153,6818	0,2287	10,0628	0,2337
Бутадиен	54	13,0	0,0036	0,2408	0,0003	0,0162	0,0004
Бутены	56	20,0	0,0056	0,3572	0,0005	0,0280	0,0007
Бутаны	58	5,0	0,0014	0,0862	0,0001	0,0058	0,0001
Этан	30	24,0	0,0067	0,8000	0,0012	0,0360	0,0008
Этилен	28	1,0	0,0003	0,0357	0,0001	0,0028	0,0001
Итого		28935	8,0375	672,0918	1,0000	43,0514	1,0000

2.4 Технологический расчет колонны К-14

2.4.1 Расчет давления в колонне К-14

С учетом гидравлических потерь в трубопроводе от колонны до емкости орошения Е-33

При давлении в Е-33 $\pi_o = 1,459$ МПа

И температуре в Е-33 $t_o = 38,9$ °С

Давление наверху колонны принимаем на 0,097 МПа больше давления π_o

$$\pi_d = \pi_o + 0,097 \quad (3, \text{ с.45})$$

$$\pi_d = 1,459 + 0,097$$

$$\pi_d = 1,556 \text{ МПа}$$

С учетом гидравлического сопротивления тарелок и, учитывая заводские данные по перепаду давления принимаем давление в кубе колонны на 0,024 МПа выше давления в верхней части колонны.

$$\pi_R = \pi_d + 0,024 \quad (3, \text{ с.50})$$

$$\pi_R = 1,556 + 0,024$$

					ВКР-НГТУ-14ХТПВ(Т)-000-18	Лист
						35
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дат		

$$\pi_R = 1,58 \text{ МПа}$$

Давление в питательной части колонны принимаем равным среднеарифметическому между π_D и π_R

$$\pi_{num} = \frac{\pi_D + \pi_R}{2}$$

(3,с.57)

$$\pi_{num} = \frac{1,556 + 1,58}{2} = 1,568 \text{ МПа}$$

Определяем долю отгона исходного сырья при подаче его в колонну К-14.

Мольную долю отгона e' исходного сырья и состава фаз при $T_{вс} = 48,6^\circ \text{C}$ и давлении $\pi_{вс} = 15,68 \text{ кгс/см}^2$ рассчитываем аналитическим методом Трегубова по

формулам $\sum_{x_i} \frac{C_i'}{1 + e'(K_i - 1)} = 1$ и $\sum K_i \cdot x_i = 1$ путем такого подбора значения e' , при котором удовлетворяются эти равенства.

Таким значением мольной доли отгона будет $e' = 0,01$.

Результат расчетов сведем в таблицу 9

Таблица 12 – Определение мольной доли отгона

Компоненты	Состав сырья, C_i'	K_i при $T_{вс} = 48,6^\circ \text{C}$ $\pi_{вс} = 15,68 \text{ кгс/см}^2$	$1 + e'(K_i - 1)$ $e' = 0,01$	$x_i' = \frac{C_i'}{1 + e'(K_i - 1)}$	$y_i' = K_i \cdot x_i$
МАПД	0,0173	0,050	0,9905	0,0175	0,0009
Пропилен	0,6142	1,2	1,002	0,6130	0,7356
Пропан	0,2003	1,1	1,001	0,200	0,22
Винилацет.	0,0017	0,45	0,9945	0,0017	0,0007
Бутадиен	0,0602	0,49	0,9898	0,0608	0,0297
Бутены	0,0608	0,37	0,9937	0,0612	0,0226
Бутан	0,0229	0,38	0,9938	0,0230	0,0087
Пентан	0,0133	0,13	0,9913	0,0134	0,0017
Бензол	0,0074	0,050	0,9905	0,0075	0,0003
С6 неаром.	0,0008	0,052	0,9905	0,0008	0,0000
Толуол	0,0002	0,0156	0,9902	0,0002	0,0000

C_7-C_8 неаром	-	-	-	-	-
Этилен	-	-	-	-	-
Этан	0,0009	2,8	1,018	0,0010	0,0028
Итого	1,0000			1,0000	1,0000

Ввиду малой величины доли отгона – в расчете ей пренебрегаем.

2.4.2 Расчет температуры в колонне К-14

Определяем температуру верха колонны К-14

Температуру верха колонны T_d определяем методом постепенного приближения по уравнению равновесия фаз

$$\sum \frac{y_i}{K_i} = 1 \quad (5, с.33)$$

путем подбора такого её значения, при котором константы фазового равновесия (K_i) для давления $\pi_d = 1,556$ МПа будут подставлены в это уравнение и превращают его в тождество.

Расчет необходимо вести с учетом состава орошения. Поэтому проверим расчетом в каком фазовом состоянии находиться дистиллят в газосепараторе Е-33.

Если $\sum K_i \cdot y_{Dj} \leq 1,000$, то имеет место полная конденсация верхнего продукта колонны.

Если $\sum K_i \cdot y_{Dj} > 1,000$, то имеет место 2^х фазная система.

Предварительным расчетом однократного испарения в Е-33 находим приблизительный состав жидкости, которая подается на орошение.

Расчет сводим в таблицу 13

Таблица 13– Предварительный состав жидкости в Е-33

Компоненты	Молек. масса M_i	$t_o = 38,9^\circ\text{C}$ $\pi_o = 1,459$ МПа газосепаратора			Состав газа, уходящего с Е-33		Состав жидкости в Е-33	
		$\dot{x}_{Di} = \dot{y}_{Di}$ дистил л	$\dot{x}_i$ к орошени е	$\dot{y} = k_i \cdot \dot{x}_i$	$M_i \cdot \dot{y}_i = M_y$	Массов. доля $y_j = \frac{M_i}{\sum M}$	$M_i \cdot \dot{x}_i = M_o$ орошени е	Массова я доля $x_i = \frac{M_i}{\sum M}$ орошен

									ие
МПАД	78	0,0166	0,85	0,0197	0,0167	1,2948	0,0301	1,5366	0,0355
Пропилен	42	0,7525	1,10	0,7316	0,8047	31,6050	0,7341	30,7272	0,7109
Пропан	44	0,2287	0,95	0,2457	0,2334	10,0628	0,2337	10,8108	0,2501
Бутадиен	54	0,0003	4,30	0,0009	0,0038	0,0162	0,0004	0,0486	0,0011
Бутены	56	0,0005	3,10	0,0013	0,0039	0,0280	0,0007	0,0728	0,0017
Бутаны	58	0,0001	3,20	0,0003	0,0009	0,0058	0,0001	0,0174	0,0004
Этилен	28	0,0001	4,00	-	-	0,0028	0,0001	-	-
Этан	30	0,0012	2,80	0,0005	0,0014	0,0360	0,0008	0,0150	0,0003
Итого		1,0000		1,0000	1,0648	43,0514	1,0000	43,2284	1,0000

Определяем молекулярную массу жидкости в газосепараторе Е-33 M_x по формуле

$$M_x = \sum M_i \cdot x_i' \quad (1, \text{ с 67})$$

$$M_x = 78 \cdot 0,0197 + 42 \cdot 0,7316 + 44 \cdot 0,2457 + 54 \cdot 0,0009 + \\ + 56 \cdot 0,0013 + 58 \cdot 0,0003 + 30 \cdot 0,0005$$

$$M_x = 43,22$$

Определяем массу острого орошения $G_{x.op}$, кг/с, по формуле

$$G_{x.op} = n \cdot G_i \quad (1, \text{ с 67})$$

где n – кратность орошения;

G_i – количество орошения К-14, кг/ч.

Принимаем кратность орошения $n = 1,0$.

$$G_{x.op} = 1 \cdot 30295$$

$$G_{x.op} = 30295 \text{ кг/ч}$$

Определяем количество молей острого орошения $m_{x.op}$, моль/ч по формуле

$$m_{x.op} = \frac{G_{x.op}}{M_x}, \quad (1, \text{ с 67})$$

где $G_{x.op}$ - масса острого орошения, кг/ч;

M_x - молекулярная масса жидкости в Е-33.

$$m_{x.op} = \frac{30295}{43,22}$$

$$m_{x.op} = 700,90 \text{ моль/ч}$$

Определяем состав паров в верхней части колонны К-14

Для чего рассчитываем число молей и мольную долю каждого компонента в парах, уходящих с верха К-14 с учетом количества орошения.

Результат расчета сведем в таблицу 14

					ВКР-НГТУ-14ХТПВ(Т)-000-18	Лист
						38
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дат		

Таблица 14 – Состав паров в верхней части К-14

Компоненты	Пары верхнего продукта		Холодное орошение		Усредненный состав паров	
	$\dot{y}_{Dj}$	m_{D_i} моль/ч	$\dot{x}_i = \dot{y}_i$	$m_{x, op}$ моль/ч	m_G моль/ч	$\dot{y}_i$
МАПД	0,0166	11,1282	0,0197	13,808	24,9362	0,0181
Пропилен	0,7525	505,7619	0,7316	512,778	1018,5399	0,7427
Пропан	0,2287	153,6818	0,2457	172,211	325,8928	0,2371
Бутадиен	0,0003	0,2408	0,0009	0,631	0,8718	0,0006
Бутены	0,0005	0,3572	0,0013	0,911	1,2682	0,0009
Бутаны	0,0001	0,0862	0,0003	0,210	0,2962	0,0003
Этилен	0,0001	0,0357	-	-	-	-
Этан	0,0012	0,8000	0,0005	0,350	1,1500	0,0008
Итого	1,0000	672,0918	1,0000	700,899	1372,9551	1,0000

Определяем температуру верха колонны К-14, учитывая найденный состав паров методом постепенного приближения о уравнению равновесия фаз $\sum \frac{\dot{y}_i}{k_i} = 1$ путем подбора константы фазового равновесия k_i

Таблица 15 – Температура с учетом изменения состава орошения

Компоненты	$\dot{y}_i$	k_i при $T_D = 42^\circ\text{C}$ $p_g = 1,556 \text{ МПа}$	$\frac{\dot{y}_i}{k_i}$
МАПД	0,0181	1,06	0,0170
Пропилен	0,7421	1,03	0,7253
Пропан	0,2371	0,94	0,2522
Бутадиен	0,0006	0,44	0,0014
Бутены	0,0009	0,31	0,0029
Бутаны	0,0003	0,32	0,0009
Этилен	-	-	-
Этан	0,0009	2,7	0,0003
Итого	1,0000		1,0000

Определяем температуру низа колонны К-14

Температуру низа колонны T_R определяем методом постепенного приближения по уравнению равновесия фаз $\sum K_i \cdot \dot{x}_i = 1$ путем подбора такого значения температуры, при которой константы фазового равновесия для давления $p_R = 1,58 \text{ МПа}$ после подстановки их в уравнение превращают их в тождество.

Расчет температуры $T_R = 363\text{K}$ (90°C) приведен в таблицу 16

Таблица 16 – Температура низа колонны К-14

Компоненты	Мольная доля $\dot{x}_i$	k_i (Сарданашвили) при $T_R = 90^\circ\text{C}$ $\pi_R = 1,58 \text{ МПа}$	$k_i \cdot \dot{x}_i$
МАПД	0,0196	0,81	0,016
Пропилен	0,2021	2,3	0,0483
Пропан	0,1159	2,1	0,2433
Винилацетилен	0,0068	14,0	0,0952
Бутадиен	0,2385	1,1	0,2623
Бутены	0,2405	0,85	0,2044
Бутаны	0,0904	0,87	0,0786
Смесь C_5	0,0529	0,37	0,0195
C_6H_6	0,0295	0,54	0,0160
C_6 неаром.	0,0031	0,18	0,0005
Толуол	0,0007	22,85	0,016
Стирол	-	-	-
Ксилол + Э. Б.	-	-	-
$C_7 - C_8$ неаром.	-	-	-
Итого	1,0000		1,0000

2.5 Тепловой баланс колонны К-14

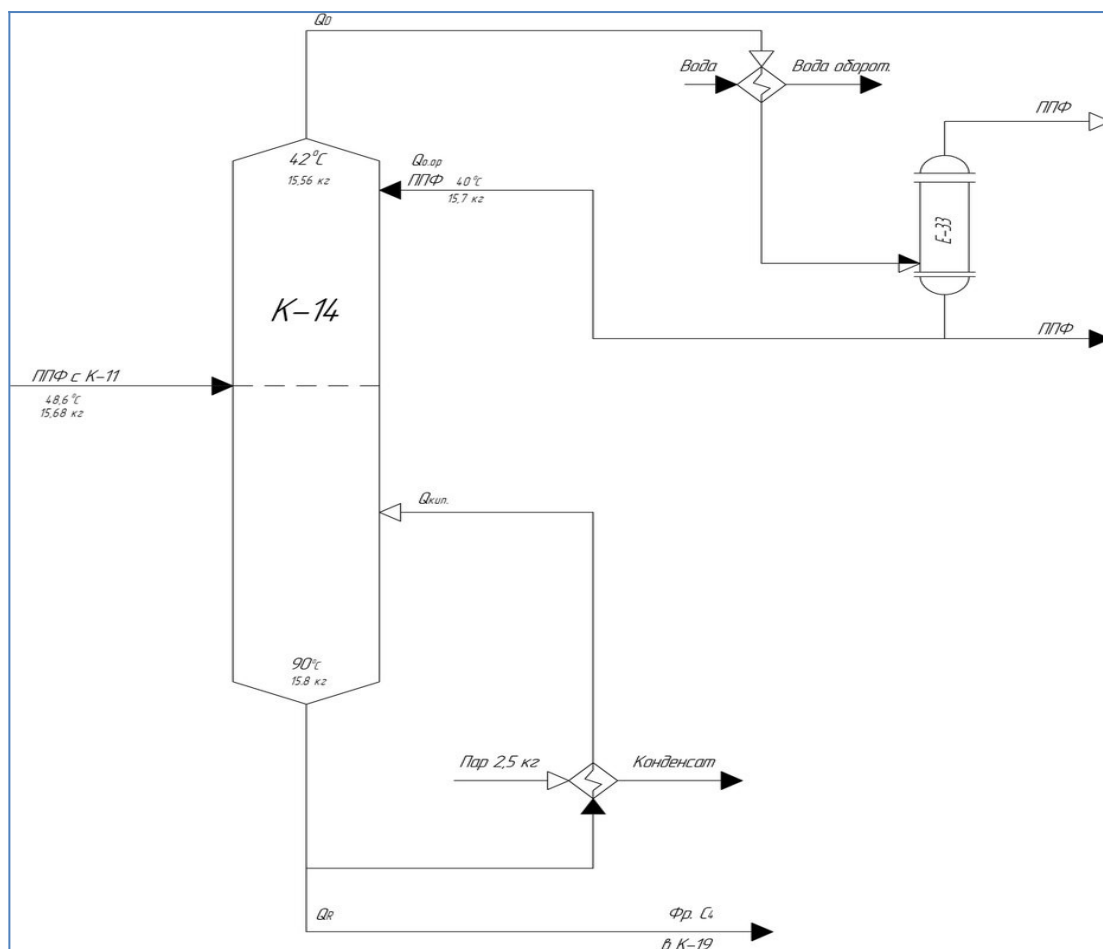


Рисунок 1 – Тепловой баланс колонны К-14

Определяем фазовое состояние сырья на входе в колонну

Для этого рассчитываем температуру начала ОИ ППФ при давлении на входе в колонну 1,56 МПа

Таблица 17 - Поверочный расчет фазового состояния сырья на входе в колонну К-14

Компонент	Формула	X'_{π_i}	k_{π_i} при $T_{\pi} = 48,6^{\circ}\text{C}$ $\pi_{\pi} = 15,68$ кг/см ²	$K_{\pi_i} \cdot X'_{\pi_i}$
МАПД	C_6H_6	0,0173	0,050	0,00086
Пропилен	C_3H_6	0,6142	1,159	0,711
Пропан	C_3H_8	0,2003	1,100	0,2203
Винилацетат	C_4H_4	0,0017	0,450	0,00076
Бутадиен	C_4H_6	0,0602	0,490	0,0294
Бутены	C_4H_8	0,0608	0,370	0,0224
Бутаны	C_4H_{10}	0,0229	0,380	0,0087
Смесь C_5	C_5H_{12}	0,0133	0,130	0,0017
Бензол	C_6H_6	0,0074	0,050	0,0003
C_6 неаром.	C_6H_{14}	0,0008	0,052	0,00004
Толуол	C_7H_8	0,0002	0,015	0,00003
C_7 - C_8 неаром.	C_7H_{16}	-	-	-
Этилен	C_2H_4	-	-	-
Этан	C_2H_6	0,0009	2,800	0,0025
Итого				

При $t = 48,6^{\circ}\text{C}$ и давлении 1,56 МПа имеет место однофазная система, т. е. сырье К-14 приходит в жидком состоянии.

Определяем количество тепла, вносимое с сырьем Q_c , кВт, по формуле

$$Q_c = G_c \cdot i_c, \quad (5, с.29)$$

где G_c – количество i -го компонента сырья, кг/с;

i_c - энтальпия i -го компонента сырья при температуре ввода сырья

$t = 48,6^{\circ}\text{C}$ и $P = 15,6$ кг/см², кДж/кг.

Таблица 18 – Энтальпия компонента

Компонент	Формула	Энтальпия компонента i , кДж/кг
МАПД	C_6H_6	353,66
Пропилен	C_3H_6	78,97
Пропан	C_3H_8	731,88
Винилацетат	C_4H_4	1197,1
Бутадиен	C_4H_6	536,04
Бутены	C_4H_8	347,22
Бутаны	C_4H_{10}	379,05
Смесь C_5	C_5H_{12}	370,69
Бензол	C_6H_6	207,87
C_6 неаром.	C_6H_{14}	365,76
Толуол	C_7H_8	226,42
C_7 - C_8 неаром.	C_7H_{16}	-
Этилен	C_2H_4	-
Этан	C_2H_6	1084,15

$$i_C = 353,6 \cdot 0,0295 + 78,97 \cdot 0,5648 + 78,97 \cdot 0,1929 + 1197,1 \cdot 0,0019 + 536,04 \cdot 0,0712 + \\ + 347,22 \cdot 0,0745 + 379,05 \cdot 0,0291 + 370,69 \cdot 0,0210 + (-207,87) \cdot 0,0126 + \\ + 365,76 \cdot 0,0015 + 226,42 \cdot 0,0004 + 1084,15 \cdot 0,0006$$

$$i_C = 279,963 \text{ кДж/кг}$$

$$Q_C = 11,389 \cdot 279,963$$

$$Q_C = 3188,504 \text{ кВт}$$

Определяем количество тепла, вносимое с острым орошением $Q_{o.op}$, кВт, по формуле

$$Q_{o.op} = G_{o.op} \cdot i_{o.op}, \quad (2, \text{с.31})$$

где $G_{o.op}$ - количество острого орошения, кг/с;

$i_{o.op}$ - энтальпия $i - 20$ компонента острого орошения, кДж/кг.

Определяем энтальпию острого орошения при $t = 40^\circ\text{C}$ (293K) и $P = 15,7 \text{ кг/см}^2$

$i_{o.op}$, кДж/кг, по формуле

					ВКР-НГТУ-14ХТПВ(Т)-000-18	Лист
						42
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дат		

$$i_{o.op} = i_1 \cdot x_1 + i_2 \cdot x_2 + \dots + i_{жс} \cdot x_{жс}, \quad (2,с.31)$$

где $i_{жс}$ - энтальпия i -го компонента в жидком дистилляте, кДж/кг;

$x_{жс}$ - массовая доля i -го компонента в жидком дистилляте.

Таблица 19- Энтальпия и массовая доля компонентов острого орошения

Компоненты	Энтальпия компонента i_n , кДж	Массовая доля компонента x_n
МАПД	339,5	0,0355
Пропилен	65,0	0,7109
Пропан	619,2	0,2501
Бутадиен	305,1	0,001
Бутены	332,2	0,0017
Бутан	362,6	0,0004
Этан	1055,2	0,0003

$$i_{o.op} = 339,5 \cdot 0,0355 + 65,0 \cdot 0,7109 + 619,2 \cdot 0,2501 + 305,1 \cdot 0,001 + \\ + 332,2 \cdot 0,0017 + 362,6 \cdot 0,0004 + 1055,2 \cdot 0,0003$$

$$i_{o.op} = 214,485 \text{ кДж/кг}$$

$$Q_{o.op} = 8,42 \cdot 214,485$$

$$Q_{o.op} = 1805,964 \text{ кВт}$$

Определяем приход тепла $Q_{прих.}$, кВт, по формуле

$$Q_{прих.} = Q_C + Q_{o.op}, \quad (2,с.31)$$

где Q_C - количество тепла вносимого с сырьем, кВт;

$Q_{o.op}$ - количество тепла вносимого с острым орошением, кВт.

$$Q_{прих.} = 3188,504 + 1804,891$$

$$Q_{прих.} = 4993,395 \text{ кВт}$$

Определяем количество тепла, уходящего с верхним продуктом (с дистиллятом)

при $t_b = 42^\circ\text{C}$, $P_b = 15,56 \text{ кг/см}^2$, Q_D , кВт, по формуле

$$Q_D = G_D \cdot I_D, \quad (2,с.21)$$

где G_D - количество дистиллята, уходящего в парах при температуре верха колонны, кг/с;

I_D - энтальпия паров дистиллята на выходе из колонны, кДж/кг.

Определяем количество дистиллята G_D , кг/с, по формуле

$$G_D = G_C \cdot \frac{x_F - x_R}{y_D - x_R}, \quad (2, \text{с.21})$$

где G_C - количество сырья, поступающего в колонну, кг/с;

x_F - массовая доля C_3 в сырье;

x_R - массовая доля C_3 в остатке;

y_D - массовая доля C_3 в дистилляте.

$$G_D = 11,38 \cdot \frac{0,7577 - 0,2540}{0,9678 - 0,2540}$$

$$G_D = 8,04 \text{ кг/с}$$

Определяем энтальпию паров дистиллята, выводимых с верха колонны при $t_b = 42^\circ\text{C}$ I_D , кДж/кг, по формуле

$$I_D = I_1 \cdot x_1 + I_2 \cdot x_2 + \dots I_n \cdot x_n, \quad (2, \text{с.53})$$

где I_n - энтальпия i -го компонента дистиллята, кДж/кг;

x_n - массовая доля i -го компонента дистиллята.

Таблица 20 - Энтальпия и массовая доля компонентов дистиллята

Компоненты	Энтальпия компонента i_n , кДж	Массовая доля компонента x_n
МАПД	342,83	0,0301
Пропилен	68,25	0,7341
Пропан	758,14	0,2337
Бутадиен	536,04	0,0004
Бутены	335,73	0,0007
Бутан	366,45	0,0001
Этан	1069,316	0,0008
Этилен	55,64	0,0001

$$I_D = 342,83 \cdot 0,0301 + 68,25 \cdot 0,7341 + 758,14 \cdot 0,2337 + 536,04 \cdot 0,0004 + 335,73 \cdot 0,0007 +$$

$$+ 366,45 \cdot 0,0001 + 55,64 \cdot 0,0001 + 1069,316 \cdot 0,0008$$

$$I_D = 200,80 \text{ кДж/кг}$$

$$Q_D = 8,04 \cdot 200,80$$

$$Q_D = 1614,432 \text{ кВт}$$

Определяем количество тепла, уходящего с остатком Q_R , кВт, по формуле

$$Q_R = R \cdot i_R, \quad (5, \text{с.13})$$

где R – количество остатка, уходящего при температуре низа колонны, кг/с;

i_R - энтальпия остатка i -го компонента, кДж/кг.

Определяем энтальпию жидкого остатка уходящего низом колонны при $t_R = 90^\circ\text{C}$ и $P_R = 15,8 \text{ кг/см}^2$ i_R , кДж/кг.

$$i_R = i_1 \cdot x_1 + i_2 \cdot x_2 + \dots + i_{\text{жс}} \cdot x_{\text{жс}}, \quad (2, \text{с.31})$$

где $i_{\text{жс}}$ - энтальпия i -го компонента остатка, кДж/кг;

$x_{\text{жс}}$ - массовая i -го компонента в остатке.

Таблица 21 - Энтальпия и массовая доля компонентов в остатке

Компоненты	Энтальпия компонента i_n , кДж	Массовая доля компонента x_n
МАПД	421,646	0,0286
Пропилен	146,24	0,1587
Пропан	1040,60	0,0953
Винилацет.	1186,46	0,0066
Бутадиен	736,9	0,2407
Бутены	419,346	0,2517
Бутан	458,13	0,098
C_5	449,24	0,0717
Бензол	-133,872	0,043
C_6 неаром.	444,096	0,005
Толуол	281,275	0,0007

$$i_R = 421,646 \cdot 0,0286 + 146,24 \cdot 0,1587 + 1040,60 \cdot 0,0953 + 1186,46 \cdot 0,0066 + 736,9 \cdot 0,2407 + \\ + 419,346 \cdot 0,2517 + 458,13 \cdot 0,098 + 449,24 \cdot 0,0717 + (-133,872) \cdot 0,043 + 444,096 \cdot 0,005 + \\ + 281,275 \cdot 0,0007$$

$$i_R = 498,955 \text{ кДж/кг}$$

$$Q_R = 3,352 \cdot 498,955$$

$$Q_R = 1672,497 \text{ кВт}$$

Определяем количество тепла, уходящего с острым орошением при температуре верха колонны $t_b = 42^\circ\text{C}$ и $P_b = 15,56 \text{ кг/см}^2$ $Q_{o.op}$, кВт, по формуле

$$Q'_{o.op} = G_{o.op} \cdot I'_{o.op}, \quad (2, \text{с.31})$$

где $G_{o.op}$ - количество острого орошения, кг/с;

$I'_{o.op}$ - энтальпия паров острого орошения, кДж/кг.

Определяем энтальпию паров острого орошения при температуре верха колонны

$I'_{o.op}$, кДж/кг, по формуле

$$I'_{o.op} = I_1 \cdot x_1 + I_2 \cdot x_2 + \dots + I_n \cdot x_n, \quad (2,с.31)$$

где I_n - энтальпия i -го компонента острого орошения кДж/кг;

x_n - массовая доля i -го компонента острого орошения.

Таблица 22 - Энтальпия и массовая доля компонентов острого орошения

Компоненты	Энтальпия компонента i_n , кДж	Массовая доля компонента x_n
МАПД	342,83	0,0355
Пропилен	68,245	0,7109
Пропан	774,895	0,2501
Бутадиен	536,04	0,0011
Бутены	335,73	0,0017
Бутан	366,45	0,0004
Этан	1070,55	0,0003

$$I'_{o.op} = 342,83 \cdot 0,0355 + 68,245 \cdot 0,7109 + 774,895 \cdot 0,2501 + 536,04 \cdot 0,0011 + 335,73 \cdot 0,0017 + 366,45 \cdot 0,0004 + 1070,55 \cdot 0,0003$$

$$I'_{o.op} = 256,114 \text{ кДж/кг}$$

$$Q'_{o.op} = 8,41 \cdot 256,114$$

$$Q'_{o.op} = 2153,918 \text{ кВт}$$

Определим общий расход тепла $Q_{расх.}$, кВт, по формуле

$$Q_{расх.} = Q_D + Q_R + Q'_{o.op}, \quad (2,с.43)$$

где Q_D - количество тепла уходящего с дистиллятом, кВт;

					ВКР-НГТУ-14ХТПв(Т)-000-18	Лист
						46
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дат		

Q_R - количество тепла уходящего с остатком, кВт;

$Q'_{o.op}$ - количество тепла уходящего с острым орошением, кВт.

$$Q_{расх.} = 1614,432 + 1672,497 + 2153,918$$

$$Q_{расх.} = 5440,85 \text{ кВт}$$

Определяем количество тепла, вносимого парами кубового остатка из кипятильника $Q_{кипят.}$, кВт по формуле

$$Q_{кипят} = Q_{расх.} - Q_{прих.} \quad (2,с.43)$$

где $Q_{расх.}$ - количество тепла уходящего из колонны, кВт.

$Q_{прих.}$ - количество тепла вносимого в колонну, кВт.

$$Q_{кипят.} = 5440,85 - 4993,395$$

$$Q_{кипят} = 447,450 \text{ кВт}$$

Составляем тепловой баланс колонны К-14

Таблица 23 - Тепловой баланс колонны К-14

Наименование	G, кг/с	T, К	I, $\dot{i}$, кДж/кг	Q, кВт
Приход				
1 С сырьем	11,38	321,6	279,963	3188,504
2 С острым орошением	8,41	313	214,485	1804,891
3 С парами из кипятильника	-	-	-	447,450
Итого	19,802	-	-	5440,85
Расход				
1 С дистиллятом	8,04	315	200,800	1614,432
2 С острым орошением	8,41	315	256,114	2153,918
3 С остатком	3,352	363	498,955	1672,497
Итого	19,802	-	-	5440,85

2.6 Расчет основных конструктивных размеров колонны К-14.

Диаметр колонны определяют:

- в зависимости от максимального расхода паров;
- и их допустимой скорости в свободном сечении колонны.

Допустимая скорость паров зависит от типа тарелок, расстояния между тарелками, давления и температуры в колонне.

					ВКР-НГТУ-14ХТПв(Т)-000-18	Лист 47
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дат		

Чем больше допустимая скорость паров, тем меньше диаметр колонны. С увеличением скорости паров возникает механический унос жидкости на вышележащую тарелку, то есть допустимая скорость паров влияет на эффективность ректификации.

Определяем диаметр верха колонны D , м, по формуле

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot V_{сек}}{\pi \cdot w_{max}}}, \quad (3, \text{ с.141})$$

где $V_{сек}$ - объемный расход паров, м³/с;

w_{max} – допустимая скорость паров, м/с.

Определяем расход паров наверху колонны $V_{D'}$, м³/с, по формуле

$$V_{D'} = 22,4 \cdot \frac{(273+t) \cdot 0,1}{273 \cdot \pi_6} \cdot \left(\frac{g_0}{M_{х.ор}} + \frac{D}{M_D} \right), \quad (3, \text{ с.141})$$

где t – температура верха колонны, °C;

π_6 – давление паров верха колонны, МПа;

g_0 – количество холодного орошения, кг/с;

$M_{х.ор}$, M_D – молекулярная масса паров холодного орошения и дистиллята;

D – количество дистиллята.

$$V_{D'} = 22,4 \cdot \frac{(273+42) \cdot 0,1}{273 \cdot 1,556} \cdot \left(\frac{8,41}{43,0514} + \frac{8,41}{43,23} \right)$$

$$V_{D'} = 0,647 \text{ м}^3/\text{с}$$

Определяем плотность паров при температуре верха колонны $t = 42^\circ \text{C}$, $\rho_{42^\circ \text{C}}^D$, кг/м³, по формуле

$$\rho_{42^\circ \text{C}}^n = \frac{M_D \cdot 273 \cdot \pi_6}{22,4 \cdot (t+273) \cdot 0,1}, \quad (3, \text{ с.174})$$

где M_D – молекулярная масса дистиллята;

π_6 – давление верха колонны, МПа;

t – температура верха колонны, °C.

$$\rho_{42^\circ \text{C}}^n = \frac{43,05 \cdot 273 \cdot 1,556}{22,4 \cdot (42+273) \cdot 0,1}$$

					ВКР-НГТУ-14ХТПВ(Т)-000-18	Лист
						48
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дат		

$$\rho_{42^{\circ}C}^n = 25,92 \text{ кг/м}^3$$

В колонне установлены:

- верх колонны – однопоточные высокопроизводительные клапанные тарелки с распределителями фирмы “SULZER” (30 тар)
- низ колонны – двухпоточные высокопроизводительные клапанные тарелки фирмы “SULZER” (10 тар)

Существующие клапанные тарелки были демонтированы.

Расстояние между тарелками:

- верх колонны 450 мм
- низ колонны 500 мм.

Определяем скорость паров в свободном сечении колонны w_D , м/с, по формуле

$$w_D = 1,74 \sqrt{\frac{n_T}{\rho_e^n}}, \quad (3, \text{ с.174})$$

где n_T – расстояние между тарелками наверху колонны, м;

ρ_e^n – плотность паров вверху колонны, кг/м³.

$$w_D = 1,74 \sqrt{\frac{0,45}{25,92}}$$

$$w_D = 0,228 \text{ м/с}$$

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,647}{3 \cdot 14 \cdot 0,228}}$$

$$D = 1,90 \text{ м}$$

Так как, колона К-14 имеет одинаковый диаметр по всей высоте колонны, то принимаем диаметр К-14 2,0 м (по данным завода)

Определяем высоту колонны К-14 H_K , м, по формуле

$$H_K = h_1 + h_2 + h_3 + h_4 + h_5 + h_6, \quad (3, \text{ с.174})$$

где h_1 – высота колонны над верхней тарелкой, м;

h_2 – высота укрепляющей части колонны, м;

h_3 – высота отгонной части колонны, м;

h_4 – высота над верхней 40-ой тарелкой, м;

h_5 – высота кубовой части колонны, м;

h_6 – высота опоры, м.

					ВКР-НГТУ-14ХТПв(Т)-000-18	Лист
						49
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дат		

Определяем высоту колонны над верхней 40-ой тарелкой h_1 , м, по формуле

$$h_1 = (0,5 \cdot D) \cdot 2, \quad (4,с.32)$$

где D — диаметр колонны, м.

$$h_1 = (0,5 \cdot 2,0) \cdot 2$$

$$h_1 = 2,0 \text{ м}$$

Определяем высоту укрепляющей части колонны h_2 , м, по формуле

$$h_2 = h_T \cdot (n_y - 1), \quad (4,с.32)$$

где h_T — расстояние между тарелками, м;

n_y — количество тарелок в укрепляющей части колонны.

При КПД тарелок 0,96

$$h_2 = 0,45 \cdot \left(\frac{30}{0,96} - 1 \right)$$

$$h_2 = 13,6 \text{ м}$$

Определяем высоту отгонной части колонны h_3 , м, по формуле

$$h_3 = h_T \cdot (n_{o.ч} - 1), \quad (4,с.32)$$

где h_T — расстояние между тарелками, м;

$n_{o.ч}$ — количество тарелок в отгонной части колонны.

При КПД тарелок 0,96

$$h_3 = 0,5 \cdot \left(\frac{10}{0,96} - 1 \right)$$

$$h_3 = 4,7 \text{ м}$$

Определяем высоту колонны над верхней 10-ой тарелкой h_4 , м, по формуле

$$h_4 = 0,5 \cdot D \quad (4,с.32)$$

$$h_4 = 0,5 \cdot 2,0$$

$$h_4 = 1,0 \text{ м}$$

Определяем высоту кубовой части колонны h_5 , м, по формуле

$$h_5 = 2 \cdot D, \quad (4,с.32)$$

где D — диаметр колонны, м.

$$h_5 = 2 \cdot 2,0$$

$$h_5 = 4,0 \text{ м}$$

- Высота опоры колонны составляет 3,326 м (по данным завода)

					ВКР-НГТУ-14ХТПВ(Т)-000-18	Лист
						50
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дат		

- Высота между нижним дном верхней части колонны и верхним дном нижней части колонны - составляет 2,0 м

$$H_K = 2,0 + 13,6 + 4,7 + 1,0 + 4,0 + 3,326 + 2,0$$

$$H_K = 30,626 \text{ м}$$

Принимаем высоту колонны 32,542 м (по данным завода)

2.7 Гидравлический расчет клапанной тарелки колонны К-14

Расчет ведем по верхнему сечению колонны.

Определяем потери напора по тарелке Δp , Па, по формуле

$$\Delta p = \Delta p_{\text{сух}} + \Delta p_{\delta} + \Delta p_{\text{ж}}, \quad (3, \text{ с.74})$$

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

Δp_{δ} - перепад давления необходимый для преодоления сил трения и поверхностного натяжения, Па;

$\Delta p_{\text{ж}}$ - сопротивление столба жидкости на тарелке, Па.

$\Delta p_{\text{сух}}$ рассматривают как потерю скоростного напора газа вследствие преодоления ряда местных сопротивлений на сухой неорошаемой тарелке, Па

$\Delta p_{\text{ж}}$ - перепад давления, необходимый для преодоления сопротивления столба жидкости высотой, равной глубине погружения клапанных элементов в жидкости, Па

Определяем потерю напора на сухой тарелке $\Delta p_{\text{сух}}$, Па, по формуле

$$\Delta p_{\text{сух}} = \xi \cdot \frac{w_0^2 \cdot \rho_n}{2} \quad (3, \text{ с.74})$$

где ξ - коэффициент сопротивления сухой тарелки;

Для клапанных тарелок $\xi = 3,0$. (3, с.74)

w_0 - допустимая скорость паров в отверстиях тарелок, м/с;

ρ_n - плотность паров над верхней тарелкой при $t = 42^\circ \text{C}$.

Определяем скорость паров в отверстиях под клапанами w_0 , м/с, по формуле

$$w_0 = \frac{V_{\text{сек}}}{f_0 \cdot N_0} \quad (3, \text{ с.74})$$

где $V_{\text{сек}}$ - секундный объем газа под верхней тарелкой, м³/с;

f_0 - сечение одного отверстия под клапаном, м²;

N_0 - число клапанов на тарелке.

Определяем сечение одного отверстия под клапаном f_0 , м², по формуле

$$f_0 = \frac{\pi \cdot d_0^2}{4}, \quad (3, с.74)$$

где d_0^2 - диаметр отверстия под клапаном, м.

$$f_0 = \frac{3,14 \cdot 0,035^2}{4}$$

$$f_0 = 0,000962 \text{ м}^2$$

$$\omega_0 = \frac{0,647}{0,000962 \cdot 200}$$

$$\omega_0 = 3,36 \text{ м/с}$$

$$\Delta p_{\text{сyx}} = 3,0 \cdot \frac{(3,36)^2 \cdot 25,92}{2}$$

Определяем перепад давления, необходимый для преодоления сил поверхностного натяжения Δp_δ , Па, по формуле

$$\Delta p_\delta = \frac{4 \cdot \delta}{d_\delta} \quad (3, с.74)$$

где δ - поверхностное натяжение жидкости, Н/м;

d_δ - эквивалентный диаметр щели под клапаном, м.

Для клапанных тарелок $d_\delta = 0,012 \text{ м}$. (3, с.75)

$$\Delta p_\delta = \frac{4 \cdot 0,015}{0,012}$$

$$\Delta p_\delta = 5,0 \text{ Па}$$

Определяем сопротивление столба жидкости на тарелке, Па, по формуле

$$\Delta p_{\text{жс}} = 9,81 \cdot K \cdot h_{\text{сл}} + 28 \cdot \sqrt[3]{K \left(\frac{Q}{L_D} \right)^2}, \quad (3, с.75)$$

где K - коэффициент для клапанных тарелок; (3, с.75)

$h_{\text{сл}}$ - высота сливной перегородки, мм;

Q - часовой объем жидкости, стекающей с тарелки, м³/ч;

L_D - длина линии слива, м.

Определяем часовой объем жидкости, стекающей с тарелки Q , м³/ч, по формуле

$$Q = \frac{G_{\text{о.ор}} \cdot M_{\text{о.ор}}}{\rho_{\text{ж}}} \quad (3, с. 75)$$

где Q - количество острого орошения, стекающего с тарелки с учетом кратности орошения, кмоль/ч;

M - молекулярная масса острого орошения;

$\rho_{ж}$ - плотность жидкости, стекающей с тарелки, кг/м³.

(по данным завода $\Delta p_{ж} = 476 \text{ кг/м}^3$)

$$Q = \frac{700,839 \cdot 43,228}{476}$$

$$Q = 63,65 \text{ м}^3/\text{с}$$

$$\Delta p_{ж} = 311,544 \text{ Па}$$

$$\Delta p = 438,939 + 5,0 + 311,544$$

$$\Delta p = 755,483 \text{ Па}$$

Гидравлическое сопротивление однопоточных тарелок с одним боковым сливом находится в допустимых пределах 500 – 800 Па. (1, с.77)

					ВКР-НГТУ-14ХТПв(Т)-000-18	Лист
						52
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дат		

