

МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ
НАЦІОНАЛЬНИЙ ТЕХНІЧНИЙ УНІВЕРСИТЕТ УКРАЇНИ
«КИЇВСЬКИЙ ПОЛІТЕХНІЧНИЙ ІНСТИТУТ ІМЕНІ ІГОРЯ СІКОРСЬКОГО»

ПРОЦЕСИ ТА ТЕХНОЛОГІЇ ПЕРВИННОЇ ГАЗО- І НАФТОПЕРЕРОБКИ

Практикум

Рекомендовано Методичною радою КПІ ім. Ігоря Сікорського
як навчальний посібник для здобувачів ступеня бакалавра
за освітньою програмою «Комп'ютерно-інтегровані технології проектування обладнання
хімічної інженерії»
спеціальності
133 «Галузеве машинобудування»/ G11 Машинобудування (за спеціалізаціями)

Укладачі: А.Р. Степанюк, Г.С. Подиман

Електронне мережеве навчальне видання

Київ
КПІ ім. ІГОРЯ СІКОРСЬКОГО
2025

УДК 66.04+ 66.06(075.8)
С79

Укладачі: СТЕПАНЮК Андрій, канд.тех. наук, доц.
ПОДИМАН Григорій, асисент

Рецензент: СОКОЛЬСЬКИЙ Олександр, докт. тех. наук, доц.
КПІ ім. Ігоря Сікорського

Відповідальний редактор: КОРНІЄНКО Ярослав, докт. тех. наук, професор

*Гриф надано Методичною радою КПІ ім. Ігоря Сікорського
(протокол № 6 від 10.04.2025 р.)
за поданням вченої ради інженерно-хімічного факультету
(протокол № 3 від 24.03.2025 р.)*

С79 Процеси та технології первинної газо- і нафтопереробки:
практикум: [Електронний ресурс] навч. посіб. для здобувачів ступеня бакалавра за освіт. програмою «Комп'ютерно-інтегровані технології проектування обладнання хімічної інженерії» спец. 133 «Галузеве машинобудування»/ G11 Машинобудування (за спеціалізаціями)/ КПІ ім. Ігоря Сікорського ; уклад.: А.Р. Степанюк, Г.С. Подиман. – Електрон. текст. дані (1 файл). – Київ : КПІ ім. Ігоря Сікорського, 2025. – 155 с.

Наведено теоретичні відомості для виконання практичних робіт з курсу процеси та технології первинної газо- і нафтопереробки, надано завдання для практичних робіт, викладено приклади вирішення задач та індивідуальні завдання.

УДК 66.04+ 66.06(075.8)

Реєстр. № НП 224/25-423. Обсяг 3,48 авт. арк.
Національний технічний університет України
«Київський політехнічний інститут імені Ігоря Сікорського»
проспект Берестейський, 37, м. Київ, 03056
<https://kpi.ua>

Свідоцтво про внесення до Державного реєстру видавців, виготовлювачів і розповсюджувачів видавничої продукції ДК № 5354 від 25.05.2017 р.

© КПІ ім. Ігоря Сікорського, 2025

ЗМІСТ

Вступ.....	6
1 ТЕПЛОФІЗИЧНІ ПАРАМЕТРИ НАФТОПРОДУКТІВ	7
___ 1.1 Визначення густини	7
___ 1.2 Визначення характеристичного фактора	8
___ 1.3 Визначення молекулярної маси	8
___ 1.4 Тиск насичених парів.....	9
___ 1.5 Визначення питомої теплоємності	11
___ 1.6 Визначення ентальпії	12
___ 1.7 Визначення теплопровідності.....	12
___ 1.8 Завдання для практичного заняття	13
2 РОЗРАХУНОК КРИВОЇ РОЗГОНКИ НАФТОПРОДУКТІВ.....	17
___ 2.1 Теоретичні відомості	17
___ 2.2 Приклад розрахунок кривої розгонки нафтопродуктів	21
___ 2.3 Приклад визначення відсотка нафтопродуктів	22
___ 2.4 Завдання для розрахунку кривої розгонки нафтопродуктів	25
3 КОЖУХОТРУБНИЙ ТЕПЛООБМІННИК	26
___ 3.1 Розрахунок кожухотрубного теплообмінника	26
___ 3.3 Приклад розрахунку	36
___ 3.4 Завдання	43
___ 3.5 Таблиці для розрахунків.....	44
4 РОЗРАХУНОК КИП'ЯТИЛЬНИКА	51
___ 4.1 Теоретичні дані.....	51

4.2 Алгоритм розрахунку	51
4.3 Приклад розрахунку	59
4.4 Завдання для розрахунку кип'ятильника.....	69
4.5 Таблиці для розрахунку кип'ятильника	70
5 РОЗРАХУНОК ПОВІТРЯНОГО ХОЛОДИЛЬНИКА.....	83
5.1 Алгоритм розрахунку	83
5.2 Приклад розрахунку повітряного холодильника.....	93
5.3 Завдання для розрахунку повітряного холодильника	103
5.4 Таблиці до розрахунку повітряного холодильника.....	103
6. ВИЗНАЧЕННЯ ШВИДКОСТІ ОСАДЖЕННЯ ЧАСТИНКИ.....	104
6.1. Осадження.....	104
6.2. Приклад розв'язування.....	104
6.3. Завдання для визначення швидкості осадження.....	106
7. РОЗРАХУНОК ВЕРТИКАЛЬНОГО ГАЗОСЕПАРАТОРА-ВОДОВІДДІЛЮВАЧА	107
7.1 Теоретична інформація.....	107
7.1.1. Гідравлічна класифікація	107
7.1.2. Повітряна сепарація.....	112
7.2 Приклад розрахунку сепаратора.....	112
7.3 Завдання для розрахунку газосепаратора-водовідділювача.....	119
8. РОЗРАХУНОК ГОРИЗОНТАЛЬНИХ ЦИЛІНДРИЧНИХ ДЕГІДРАТОРІВ.....	120
8.2 Приклад розрахунку горизонтальних циліндричних дегідраторів..	121
8.3 Завдання для розрахунку горизонтальних циліндричних дегідраторів.....	123

9. РОЗРАХУНОК ВІДПАРНОЇ КОЛОНИ	124
<u>9.1</u> Фізична модель ректифікації	124
<u>9.2</u> Алгоритм розрахунку відпарної колони.....	127
<u>9.3</u> Приклад розрахунку відпарної колони	138
<u>9.4</u> Завдання для розрахунку ректифікаційної колони.....	151
ВИКОРИСТАНА ЛІТЕРАТУРА	153

Вступ

При нафтопереробці використовується величезна кількість апаратів, що готують сировину до майбутніх процесів. Тому поставлена мета даного посібника – узагальнити методики розрахунків апаратів для процесів первинної газо- та нафтопереробки є актуальною.

Наведені методики розрахунків базуються на сучасному уявленні про закономірності масо- та теплообміну. Викладені методики дозволяють не тільки оволодіти технікою розрахунків апаратів, але й провести аналіз впливу різноманітних факторів на основі характеристики апаратів.

1 ТЕПЛОФІЗИЧНІ ПАРАМЕТРИ НАФТОПРОДУКТІВ

Розділ наведено у відповідності з [1, 2].

1.1 Визначення густини

Формула М. Кусакова, для знаходження коефіцієнта, γ :

$$\gamma = 0,001838 - 0,00132\rho_4^{20} \quad (1.1)$$

Для нафти і нафтових фракцій змінюється в межах 0,005 - 0,0009.

Прийнявши в середньому $\gamma = 0,0007$ одержимо наближену формулу, кг/м^3 :

$$\rho_{15}^{15} = \rho_4^{20} + 0,0035 \quad (1.2)$$

Густина, при будь-якій температурі (t , $^{\circ}\text{C}$) визначається за значенням ρ_4^{20} яке відомо, кг/м^3 :

$$\rho_t = 1000(\rho_4^{20} + \gamma(t - 20)) \quad (1.3)$$

Густина, (ρ_t , кг/м^3) або об'єм (V , м^3) будь-яких газів і пари залежно від тиску (p , кПа) і температури (T , K) визначаються співвідношення:

$$\rho = \frac{G}{V} = \frac{M\rho}{zRT} = \frac{M}{z \cdot 22,4} \frac{273}{T} \frac{p}{101,3} \quad (1.4)$$

де G – маса газу або пари, кг ; M – молекулярна маса (для сумішей середня молекулярна маса); 22,4 – об'єм 1 моля ідеального газу при нормальних умовах ($T=273 \text{ K}$, $p=101,3 \text{ кПа}$), ($\text{м}^3/\text{моль}$); $R=8,314$ - газова постійна, $\text{Дж}/(\text{моль град})$; z - коефіцієнт стиснення. Для ідеального газу $z = 1$. Для реальних газів і парів при низьких тисках ($p = 0,5 \text{ МПа}$) приймають $z = 1$.

З підвищенням температури на 1 К (при $P = \text{const МПа}$) відносне збільшення об'єму (м^3) називається коефіцієнтом об'ємного розширення. При підвищенні температури від t_0 до t , середній коефіцієнт об'ємного розширення можна знайти з рівняння K^{-1} ,

$$\beta = \frac{V - V_0}{V_0(t - t_0)} \quad (1.5)$$

де V і V_0 – об'єми при t_0 і t відповідно.

Зазвичай за початкову температуру t_0 приймають 273 K .

1.2 Визначення характеристичного фактора

Вплив хімічної природи нафти і нафтових фракцій на їх фізико – хімічні властивості враховують за допомогою так званого характеристичного фактора, K :

$$K = \frac{1,216\sqrt{T_{cp}}}{\rho_{15}^{15}} \quad (1.6)$$

де T_{cp} - середньо молярна температура кипіння, $^{\circ}\text{C}$. Характеристичний фактор можна визначити з графіка (рисунок 1.1)

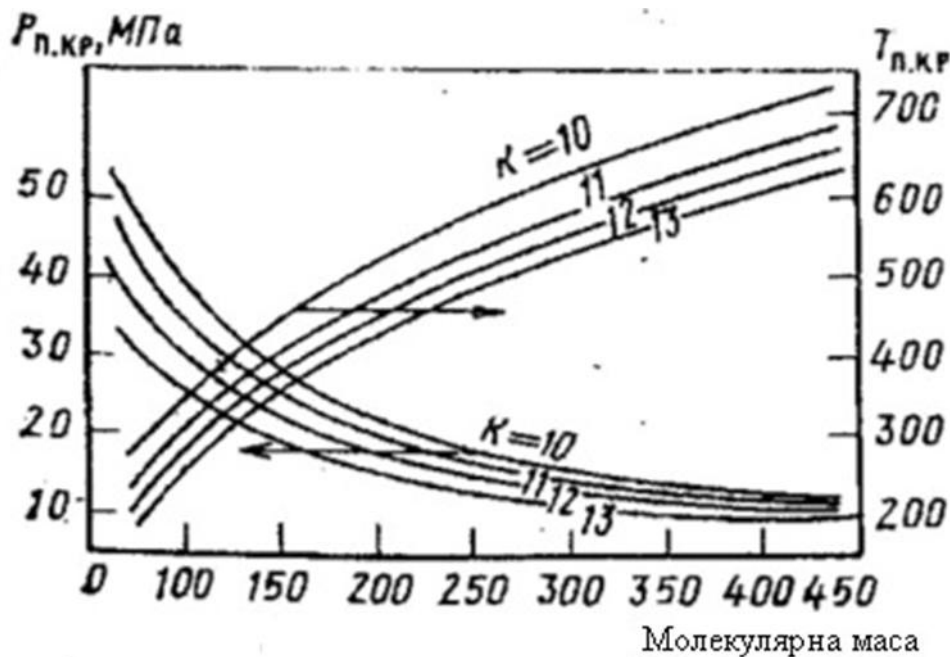


Рисунок 1.1 – Діаграма визначення характеристичного фактора

1.3 Визначення молекулярної маси

Формула Воїнова для вузьких нафтових фракцій парафінової фракції:

$$M = 60 + 0,3t + 0,001t^2 \quad (1.7)$$

Формула Воїнова, що враховує характеристичний фактор, °С:

$$M = (7 \cdot K - 21,5) + (0,76 - 0,04 \cdot K) \cdot t + (0,0003 \cdot K - 0,00245) \cdot t^2 \quad (1.8)$$

У наведених вище формулах t – середня молярна температура кипіння, °С.

Формула Крега для визначення молекулярної маси нафтових фракцій:

$$M = \frac{44,29 \rho_{15}^{15}}{1,03 - \rho_{15}^{15}} \quad (1.9)$$

В'язкість рідин і газів залежить від температури. Помірні тиски (до 5 МПа) на динамічну в'язкість практично не впливають. Відношення динамічної в'язкості (μ , Па·с) до густини (ρ , кг/м³) називається кінематичною в'язкістю (ν , м²/с):

$$\nu = \frac{\mu}{\rho} \quad (1.10)$$

Для нафти і рідких нафтових фракцій температурна залежність кінематичної в'язкості при високих температурах досить добре описується формулою Гросса:

$$\lg\left(\frac{\nu_1}{\nu_2}\right) = k \cdot \lg\left(\frac{t_2}{t_1}\right) \quad (1.11)$$

При низьких температурах рекомендується формула Філоненко:

$$\lg\left(\frac{\nu_1}{\nu_2}\right) = k \cdot (t_2 - t_1) \quad (1.12)$$

1.4 Тиск насичених парів

Умовою кипіння будь-яких рідин є рівність:

$$P = p,$$

де p – зовнішній тиск, який діє на рідину, Па; P – тиск насиченої пари рідини, який залежить від складу рідини та температури, Па.

Для вузьких нафтових фракцій в області невисокого тиску використовують емпіричну формулу Ашворта:

$$\lg \frac{P}{101,3} = 2,68 \left[1 - \frac{f(t)}{f(t_0)} \right] \quad (1.13)$$

де t_0 – середня температура ($^{\circ}\text{C}$) кипіння фракції при $p = 101,3$ кПа; P – тиск насиченої пари (кПа) фракції при будь-якій температурі t ($^{\circ}\text{C}$); $f(t)$ та $f(t_0)$ – функції температур, які визначаються в залежності від t і t_0 по таблиці 1.1.

Таблиця 1.1– Залежності функції температур від температур для вузьких нафтових фракцій

$t, ^{\circ}\text{C}$	f	$t, ^{\circ}\text{C}$	f	$t, ^{\circ}\text{C}$	f	$t, ^{\circ}\text{C}$	f
-40	12,12	90	5,866	220	3,387	350	2,15
-30	11,36	100	5,595	230	3,263	360	2,082
-20	10,67	110	5,343	240	3,144	370	2,015
-10	10,03	120	5,107	250	3,031	380	1,952
0	9,448	130	4,885	260	2,924	390	1,891
10	8,914	140	4,677	270	2,821	400	1,832
20	8,421	150	4,48	280	2,724	410	1,776
30	7,967	160	4,297	290	2,63	420	1,721
40	7,548	170	4,124	300	2,542	430	1,668
50	7,16	180	3,959	310	2,456	440	1,618
60	6,8	190	3,804	320	2,375	450	1,569
70	6,466	200	3,658	330	2,297	460	1,521
80	6,155	210	3,519	340	2,222	470	1,476

Для перерахунку температур кипіння вузьких нафтових фракцій з одного тиску на інший можна використовувати номограму, рисунок 1.2.

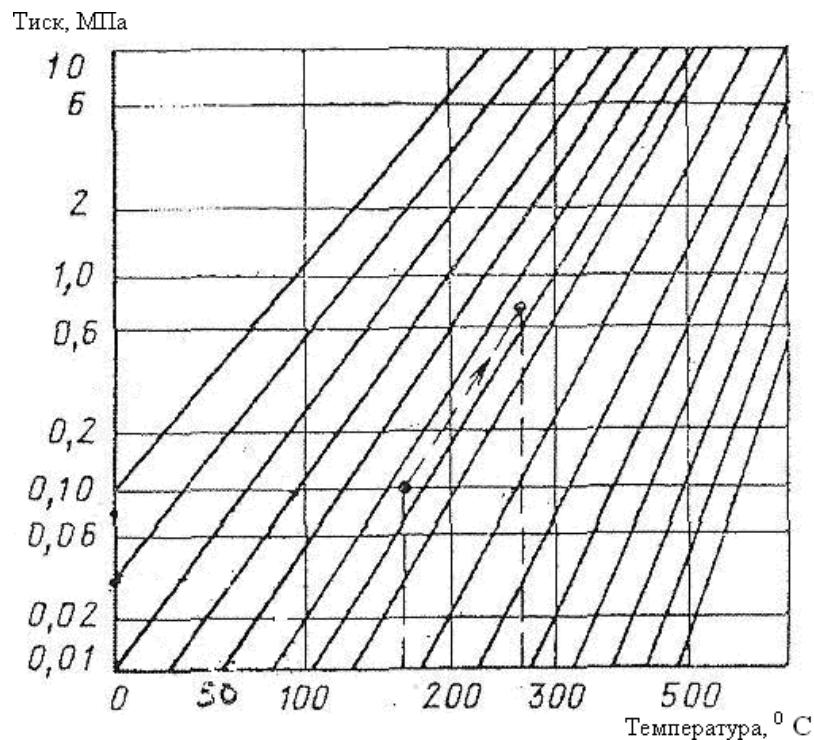


Рисунок 1.2 – Номограма для перерахунку температур кипіння вузьких нафтових фракцій з одного тиску на інший

1.5 Визначення питомої теплоємності

Для розрахунку питомої теплоємності рідких нафтопродуктів в температурних межах від 0 до 400 °C наводимо емпіричну формулу Крега, кДж/(кг·K):

$$c = \frac{1,687 + 0,0039t}{\sqrt{\rho_{15}^{15}}} \quad (1.14)$$

Формула Бальке и Кі для дійсної питомої теплоємності парів парафіністих нафтопродуктів при постійному тиску, близькому до атмосферного, кДж/(кг·K):

$$c = \frac{4 - \rho_{15}^{15}}{1541} (1,8t + 702) \quad (1.15)$$

1.6 Визначення ентальпії

Для рідких та пароподібних нафтових фракцій умовно прийнято, що їх ентальпія при 0 °С дорівнює нулю.

Для рідких нафтових фракцій залежність питомої ентальпії від температури (t , °С) описується емпіричною формулою Крега, кДж/кг:

$$i = \frac{1,687t + 0,0017t^2}{\sqrt{\rho_{15}^{15}}} \quad (1.16)$$

Для нафтових фракцій в пароподібному стані і тиску, близькому до атмосферного, питому ентальпію зазвичай розраховують за формулою Уіра та Іттона, кДж/кг:

$$I = (210,3 + 0,456 \cdot t + 0,00058 \cdot t^2) \cdot (4 - \rho_{15}^{15}) - 309 \quad (1.17)$$

1.7 Визначення теплопровідності

Емпірична формула для теплопровідності рідких нафтових фракцій за Крегом має вигляд, Вт/(м·К):

$$\lambda = \frac{0,422 - 0,000228t}{\rho_{15}^{15}} \quad (1.18)$$

Теплопровідність газів та пари при помірному тиску залежить практично тільки від температури. За Ейкеном, Вт/(м·К):

$$\lambda = (2,25 - \frac{1,25}{k}) \cdot c_p \cdot \mu \quad (1.19)$$

де $k = c_p / c_v$ – показник адіабати; c_p – теплоємність при постійному тиску, Дж/(кг·К); c_v – теплоємність при сталому об'ємі, Дж/(кг·К); μ – динамічна в'язкість, Па·с.

Бретшнайдер наводить методику та приклад наближеного розрахунку теплопровідності газів при будь-якій температурі, за однією відомою точкою:

$$\frac{\lambda}{\lambda_1} = \left(\frac{T_1}{T_2} \right)^{1.8} \quad (1.20)$$

де λ та λ_1 – коефіцієнти теплопровідності.

Для наближеного розрахунку теплопровідності асоційованих рідин використовується формула Вебера, Вт/(м·К):

$$\lambda = 3,583 \cdot 10^{-8} c \rho^3 \sqrt{\rho/M} \quad (1.21)$$

1.8 Завдання для практичного заняття

Завдання 1.1.

За величиною густини $\rho = 700 + 10 \cdot N_{вар}$ кг/м³ знайти величину відносної густини нафти, густини вираженої в одиницях американського інституту нафти, густини при температурі $t = 10 \cdot N_{вар}$ °С за формулою М. Кусакова та густину об'єму $V = 1$ м³ пари нафтопродуктів при температурі $t = 10 \cdot N_{вар}$ °С.

Приклад вирішення:

Відносна густина – це відношення маси суміші до маси води.

$$\rho_{відн} = \frac{\text{маса суміші}}{\text{маса води}}.$$

Густина, виражена в одиницях американського інституту нафти:

$$^{\circ}\text{API} = \frac{141,5}{\rho_{води}} - 131,5.$$

Густина, при будь-якій температурі (t , °С) визначається за значенням відносної густини (для нафти при 20°С та води при 4°С) ρ_4^{20} , яке відомо, кг/м³:

$$\rho_t = 1000 [\rho_4^{20} + \gamma(t - 20)]$$

Для знаходження коефіцієнта γ використовується формула М. Кусакова.

$$\gamma = 0,001838 - 0,00132\rho_4^{20}$$

Для нафти і нафтових фракцій γ змінюється в межах 0,005 ... 0,0009.

Густина, (ρ_t , кг/м³) або об'єм (V , м³) будь-яких газів і пари залежно від тиску (p , кПа) і температури (T , К) визначаються співвідношення:

$$\rho = \frac{G}{V} = \frac{Mp}{zRT} = \frac{M}{z \cdot 22,4} \frac{273}{T} \frac{p}{101,3},$$

де G – маса газу або пари, кг;

M – молекулярна маса (для сумішей середня молекулярна маса);

22,4 – об'єм 1 моля ідеального газу при нормальних умовах ($T = 273K$, $p = 101,3 \text{ кПа}$), (м³/моль);

$R = 8,314$ – газова постійна, Дж/(моль град), ;

z – коефіцієнт стиснення. Для ідеального газу $z = 1$. Для реальних газів і парів при низьких тисках ($p \leq 0,5 \text{ МПа}$) приймають $z \approx 1$.

З підвищенням температури на 1 К (при $P = \text{const МПа}$) відносне збільшення об'єму (м³) називається коефіцієнтом об'ємного розширення. При підвищенні температури від t_0 до t , середній коефіцієнт об'ємного розширення можна знайти з рівняння K^{-1} ,

$$\beta = \frac{V - V_0}{V_0(t - t_0)},$$

де V і V_0 – об'єми при t_0 і t відповідно.

Зазвичай за початкову температуру t_0 приймають 273 К.

Завдання 1.2.

За величиною відносної густини, отриманої в задачі 1.1 і температурі $t=10 \cdot N_{вар}$ °С знайти величину питомої теплоємності рідких нафтопродуктів в температурних межах від 0 до 400 °С, питомої теплоємності парів нафтопродуктів за формулою Бальке и Кі.

Приклад вирішення:

Для розрахунку питомої теплоємності рідких нафтопродуктів в температурних межах від 0 до 400 °С наводимо емпіричну формулу Крега, кДж/(кг·К):

$$c_p = \frac{1,687 + 0,00339 \cdot t}{\sqrt{\rho_{15}^{15}}},$$

де ρ_{15}^{15} – відносна густина нафтопродукту;

t – температура нафтопродукту, °С.

Для розрахунку середньої теплоємності рідких нафтопродуктів бензинової, гасової та дизельної фракцій в температурних межах від 0 до 200 °С можна застосувати вираз кДж/(кг·К):

$$c_p = \frac{(0,762 - 0,0034 \cdot t)}{\sqrt{\rho_{15}^{15}}}$$

Формула Бальке и Кі для дійсної питомої теплоємності парів нафтопродуктів при постійному тиску, близькому до атмосферного, кДж/(кг·К):

$$c = \frac{4 - \rho_{15}^{15}}{1541} (1,8 \cdot t + 702),$$

Завдання 1.3.

За величиною відносної густини, отриманої в задачі 1.1 і температурі $t=10 \cdot N_{вар}$ °C знайти величину питомої ентальпії рідких нафтопродуктів в температурних межах від 0 до 400 °C та для нафтових фракцій в пароподібному стані.

Приклад вирішення:

Для рідких та пароподібних нафтових фракцій умовно прийнято, що їх ентальпія при 0 °C дорівнює нулю.

Для рідких нафтових фракцій залежність питомої ентальпії від температури (t , 0C) описується емпіричною формулою Крега, кДж/кг:

$$i = \frac{1,687t + 0,0017t^2}{\sqrt{\rho_{15}^{15}}}.$$

Для нафтових фракцій в пароподібному стані і тиску, близькому до атмосферного, питому ентальпію зазвичай розраховують за формулою Уіра та Іттона, кДж/кг:

$$I = (210,3 + 0,456t + 0,00058t^2)(4 - \rho_{15}^{15}) - 309$$

Завдання 1.4.

За величиною відносної густини, отриманої в задачі 1.1 і температурі $t=10 \cdot N_{вар}$ °C знайти величину теплопровідності рідких нафтових фракцій.

Приклад вирішення:

Емпірична формула для теплопровідності рідких нафтових фракцій за Крегом має вигляд, Вт/(м·K):

$$\lambda = \frac{0,422 - 0,000228t}{\rho_{15}^{15}}.$$

Кількість світлих нафтопродуктів що визначаються за виразом:

$$C = \frac{B + Gc + A + PP + CG + P}{H}$$

де C – кількість світлих, B – бензин, Gc – гас, A – ароматичні вуглеводні, PP – рідкі парафіни, CG – скраплений газ, P – розчинники, H – потужність по сировині тис. тон/рік.

Глибина переробки нафти:

$$G = \frac{HП - ТМ - В}{H}$$

де $HП$ – кількість товарних нафтопродуктів, $ТМ$ – топочний мазут, $В$ – втрати.

Нафту на практиці розділяють на наступні фракції (таблиця 3.2):

Таблиця 2.1. Фракції нафти

Фракція	Температура кипіння, $t_{\text{кип}}$, °C
1	2
Вуглеводневі гази (етан,метан,пропан,бутан)	$t_{\text{кип}} < 32$
Газолін (в іноземній літературі – бензин)	32...105
Вузькі фракції для нафтохімії	20...62
	62...85
	85...105
	105...140
Нафта(важкий бензин), бензиново-легроїнова фракція або легроїн)	105...160
Гас	160...230
Паливо для реактивних двигунів	120...230

Побутовий газ та гас для освітлення	150...280
Гас – розчинник	140...200
Дизельна фракція	140...320
Газойль	230...430
Мазут	430...500
Вузькі масляні фракції	320-400
	350-420
	400-450
	420-490
	450-500
Гудрон	$t_{\text{кип}} > 500$

Для наглядності ці величини наведено на графіку (рис. 2.2)

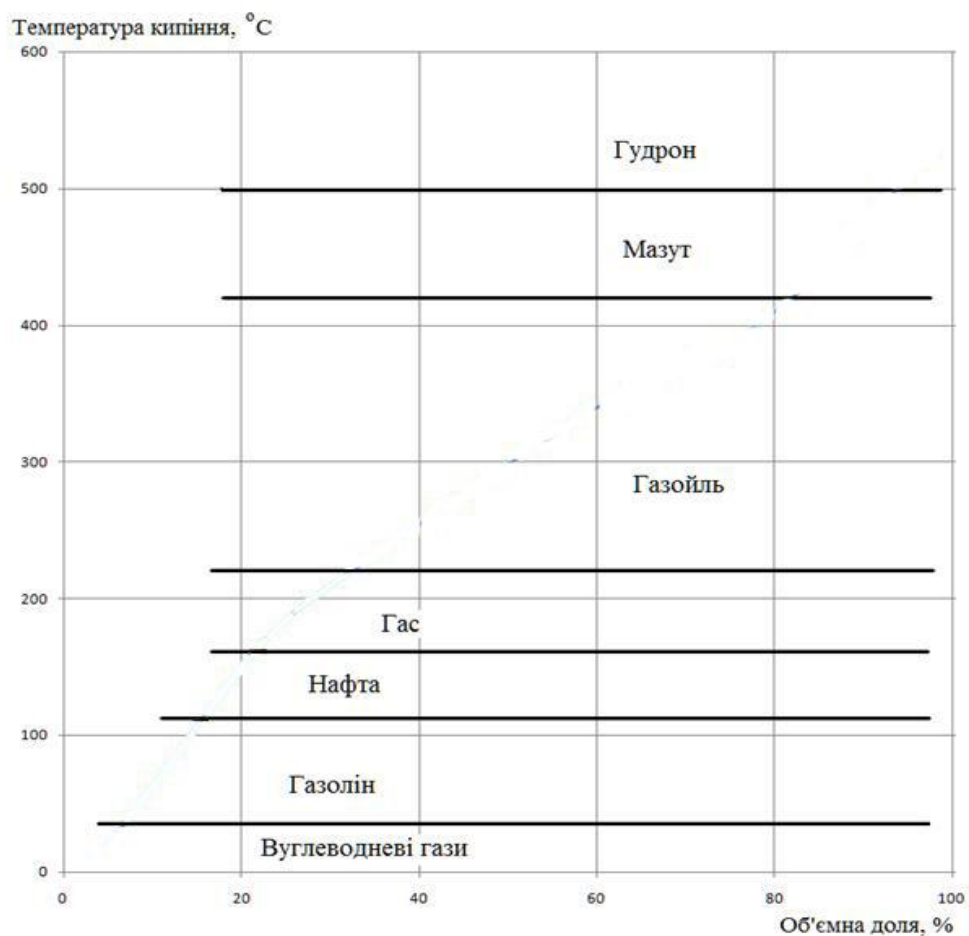


Рис. 2.2. Фракції нафти

Визначення фракційного складу сирової нафти. Для того, щоб визначитися з фракційним складом нафти дослідним шляхом, будують криві розгонки. По кривій розгонки міняють залежності температури (T °C) від об'ємної долі (%). По кривим розгонки можна визначити кількісні характеристики продукту, що вилучається, (рис. 2.3).

Для визначення кількісних характеристик нафтопродукту необхідно, наприклад для нафти (важкого бензину):

Отримати завдання для яких нафт необхідно побудувати криві розгонки. Будуємо лінії А–а та Б–б, які відповідають вказаній викладачем фракції.

Розраховуємо об'ємну долю фракції для кожної з нафт. Для важкої нафти від значення абсциси точки Б віднімаємо значення абсциси точки А, отримаємо $21\% - 15\% = 6\%$, аналогічно для легкої нафти (точки а та б) $42\% - 30\% = 12\%$

Визначаємо різницю вмісту фракції у важкій та легкій нафтах $12\% - 6\% = 6\%$.

Висновок: у легкій нафті на 6% нафти (важкого бензину) більше, ніж у важкій.

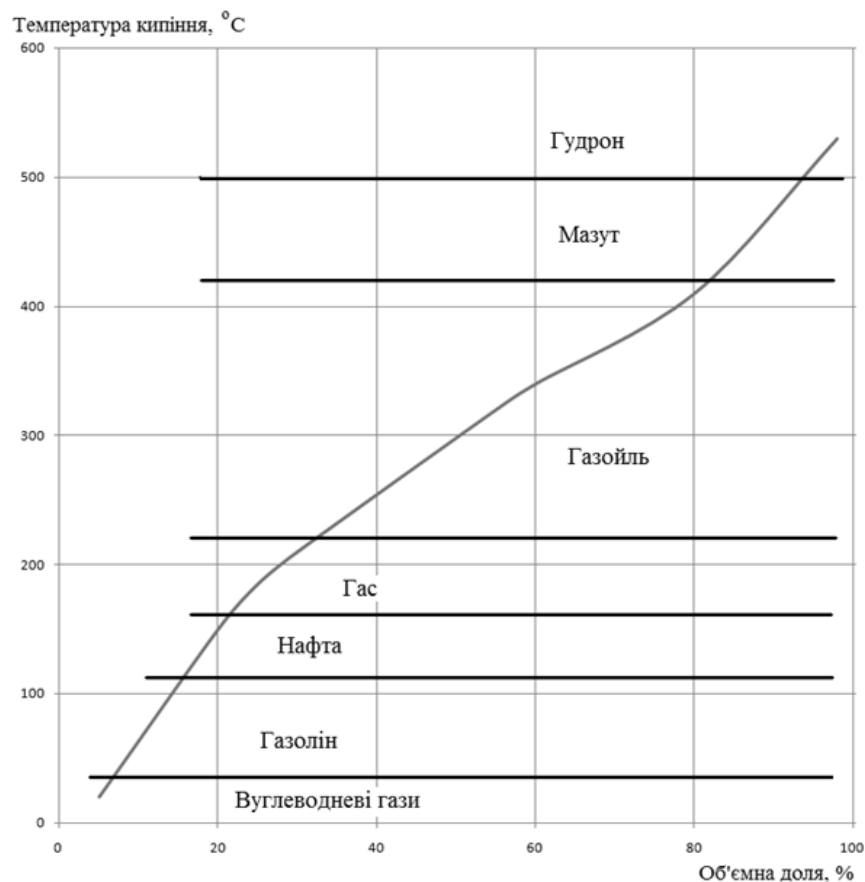


Рис. 2.3. Крива розгонки нафти та отримані фракції.

2.2 Приклад розрахунок кривої розгонки нафтопродуктів

Для визначення кривої розгонки для заготовки беремо рисунок 2.4. В результаті будемо мати криву, що зображена на рисунку 2.5.

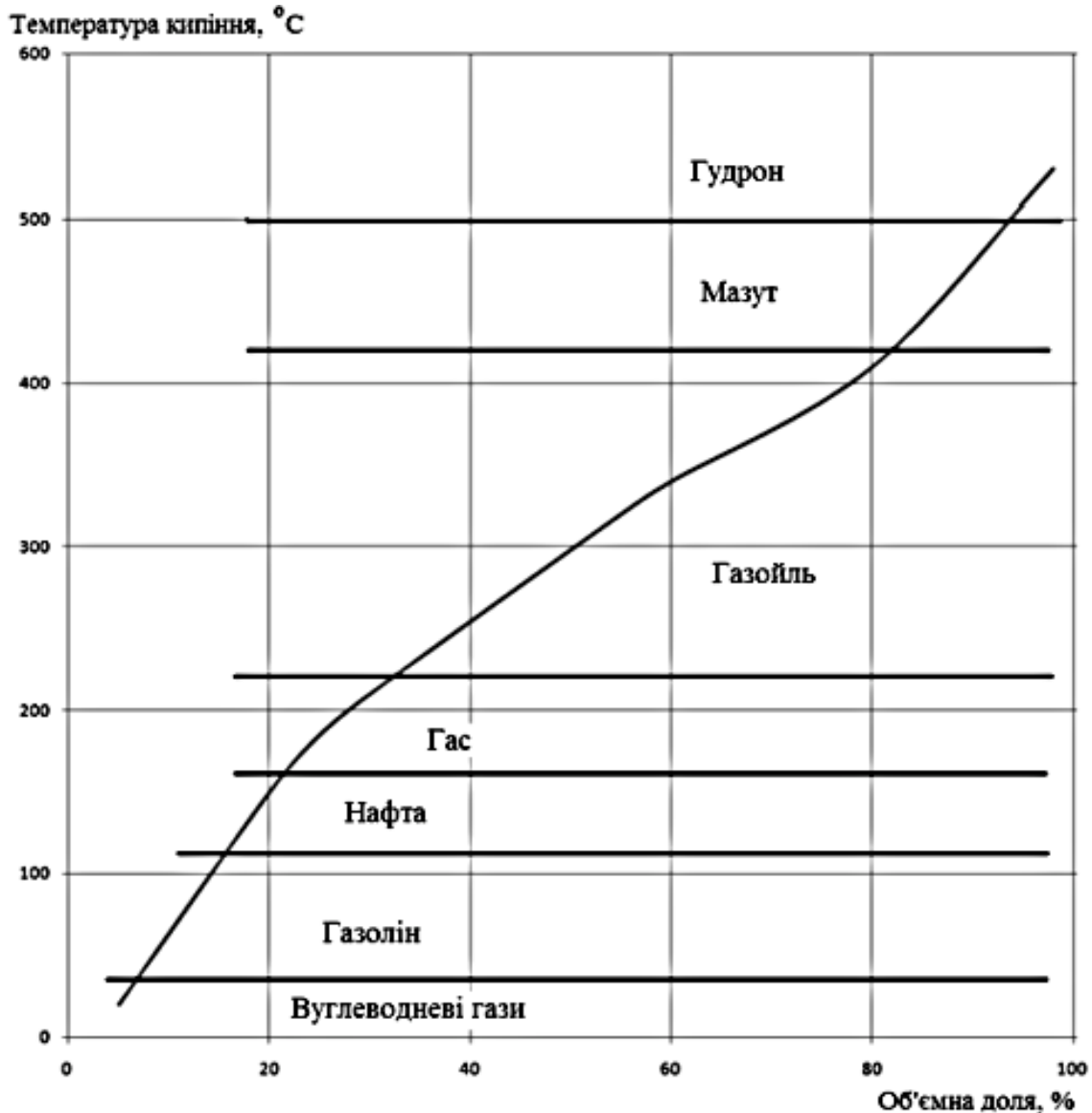


Рисунок 2.4 – Крива розгонки нафти та отримані фракції

Для того, щоб її побудувати, потрібно відповідно поставити точки по залежностям. Наприклад, у нас є фракція, що кипить при температурах 32...105 °C та складає 4% в суміші. Відповідно до цього ставимо дві точки 32+0 та 105+4. Ці дві точки відповідають частині кривої.

Потім береться наступний відрізок 105...160, що складає 10% об'єму. Від 105+4% проводимо пряму до 160+14% (минулі 4% сумуємо до 10% об'єму

даних) й отримуємо продовження шуканої кривої. В результаті у нас буде виходити щось подібне до кривої, що зображено на рисунку 2.4, або на рисунку 2.5.

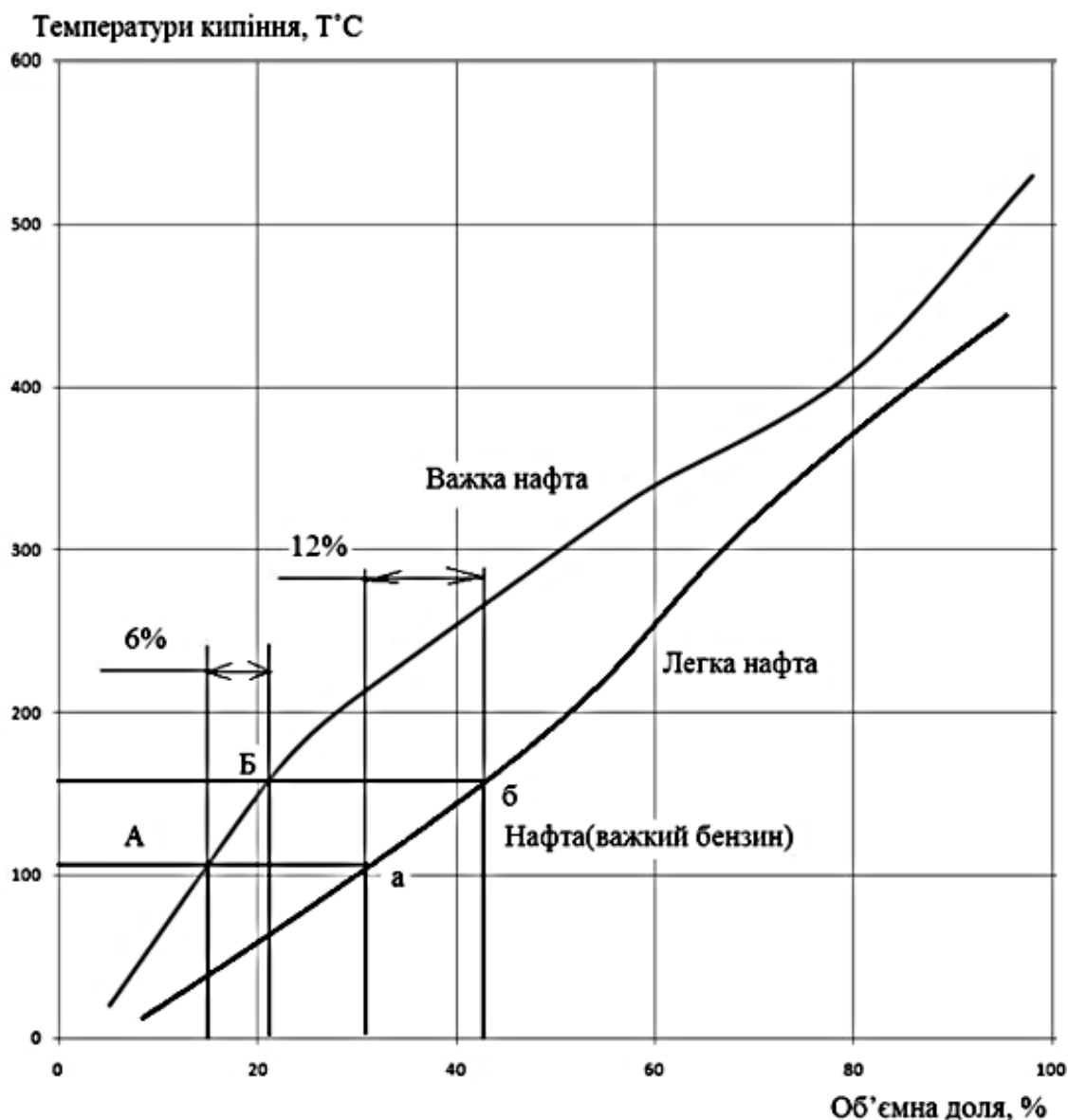


Рисунок 2.5 – Визначення кількісних характеристик нафтопродукту

2.3 Приклад визначення відсотка нафтопродуктів

Побудувати криві розгонки для заданих нафт, визначити відсоток вказаної викладачем фракції у нафтах та зробити висновок, у якій нафті більше вказаної фракції.

Таблиця 2.2 - Таблиця фракцій нафти 1 та нафти 2

Температури, °C	Масова доля фракції нафти, %	
	Нафта 1	Нафта 2
0-32	13	10
32-67	5	12
67-85	7	15
85-160	12	16
160-230	16	11
230-280	14	10
280-320	12	8
320-430	8	8
430-500	7	6
більше 500	6	4

Вирішення

Будуються кумулятивні криві розгонки нафти (рисунок 2.6)

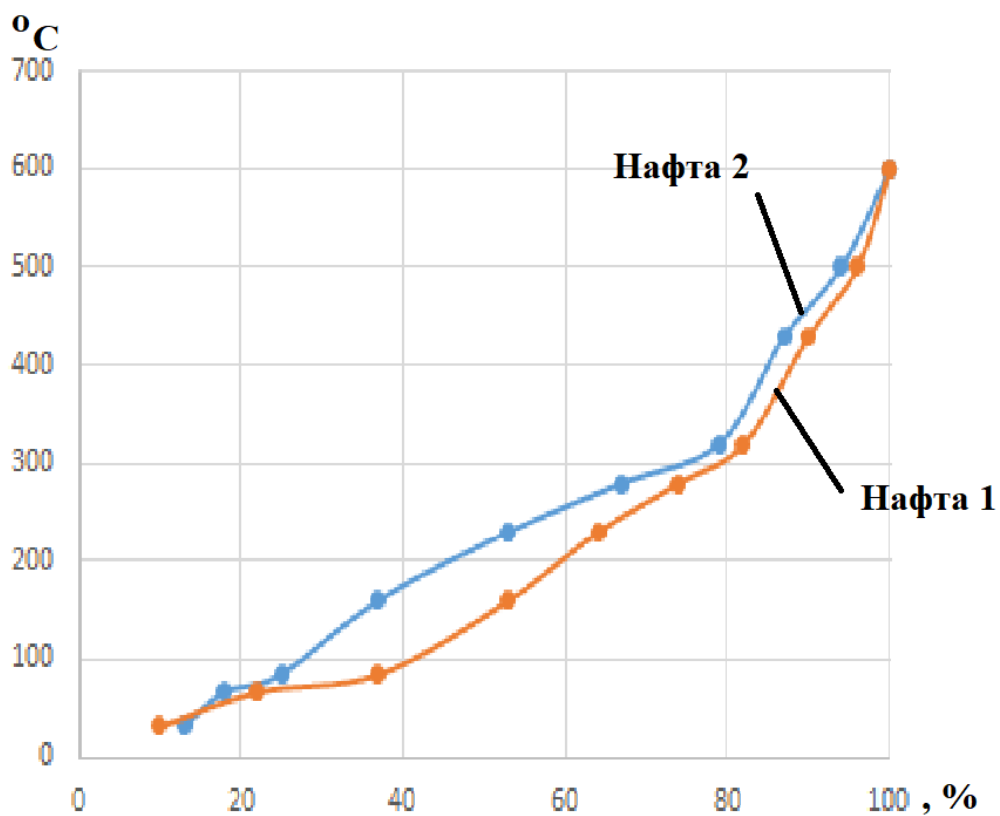


Рисунок 2.6 - Кумулятивні криві розгонки нафти 1 та нафти 2

Будуються горизонтальні лінії. Які відповідають початку і кінцю кипіння визначеної фракції, наприклад гасу-розчиннику, початок кипіння якого 140°C, кінець кипіння 200°C. Визначається вміст фракції у кожній з нафт (рис. 2.7).

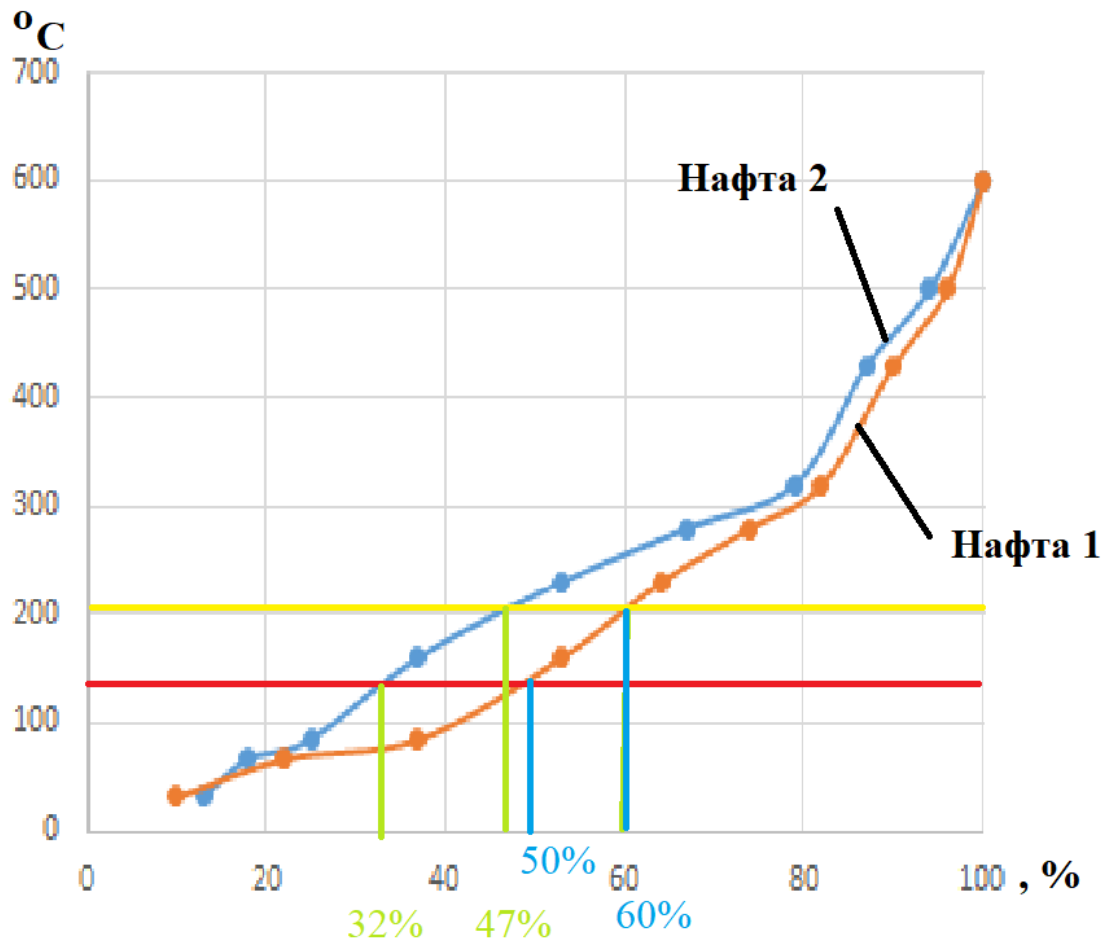


Рисунок 2.7 – Криві розгонки з вказаним вмістом фракції гас-розчинник у кожній з нафт

Для нафти 1 кількість гасу-розчиннику $60\% - 50\% = 10\%$.

Для нафти 2 кількість гасу-розчиннику $47\% - 32\% = 15\%$.

Висновок: У нафті 2 більше гасу-розчиннику.

2.4 Завдання для розрахуку кривої розгонки нафтопродуктів

Завдання для побудови кривої розгонки знаходиться в таблиці 2.3

Таблиця 2.3. Завдання по варіантам

Варіант	Масова доля фракції нафти, %										
Температури, °С	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
0-32	0	0	0	0	5	7	9	11	13	15	17
32-67	2	3	3	4	4	5	5	6	6	7	7
67-85	3	4	5	6	7	8	9	9	9	9	9
85-160	8	9	10	11	12	13	14	12	10	8	6
160-230	9	10	11	12	13	14	15	15	15	15	15
230-280	10	11	12	13	14	15	16	15	14	13	12
280-320	12	13	12	11	10	9	8	7	6	5	4
320-430	13	14	15	16	17	18	19	3	8	13	18
430-500	12	13	14	15	16	17	18	18	17	16	15
більше 500	31	23	18	12	2	-6	-13	4	2	-1	-3
Сума, разом	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100

Варіант	Масова доля фракції нафти, %										
Температури, °С	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22
0-32	19	16	13	10	7	4	1	3	4	5	6
32-67	8	8	9	9	10	10	11	11	12	12	13
67-85	9	9	9	9	9	9	9	9	9	9	9
85-160	4	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
160-230	15	15	15	15	15	15	15	15	15	15	15
230-280	11	10	9	8	7	6	5	4	3	2	1
280-320	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13
320-430	23	22	21	20	19	18	17	16	15	14	13
430-500	14	13	12	11	10	9	8	7	6	5	4
більше 500	-6	1	4	8	11	15	18	17	16	16	15
Сума, разом	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100

3 КОЖУХОТРУБНИЙ ТЕПЛООБМІННИК

3.1 Розрахунок кожухотрубного теплообмінника

Розрахунок температурного режиму.

Температурна схема процесу теплообміну зображена на рисунку 4.1.

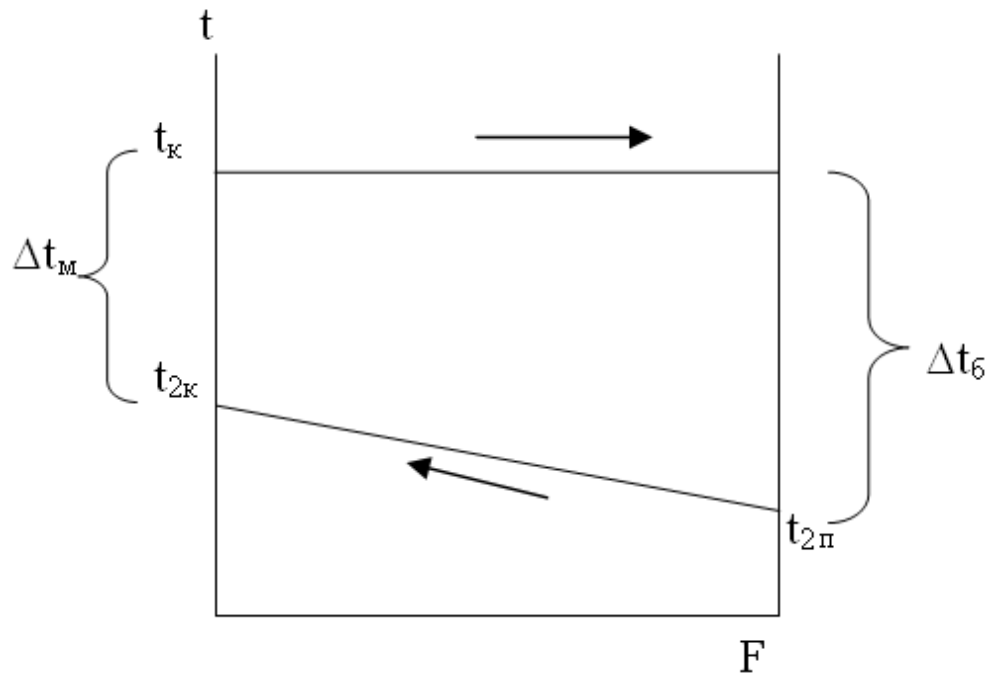


Рисунок 4.1 – Температурна схема процесу теплообміну

Згідно з рисунком 4.1 різниця температур на кінцях теплообмінника становитиме, °С:

$$\begin{aligned}\Delta t_b &= t_K - t_{2n} \\ \Delta t_M &= t_K - t_{2K}\end{aligned}$$

Якщо відношення $\Delta t_b / \Delta t_M < 2$ тоді середня різниця температур визначається як середнє арифметичне, °С:

$$\Delta t = \frac{\Delta t_b + \Delta t_M}{2}$$

В іншому випадку середня різниця температур буде визначатися як середнє логарифмічне значення, °С:

$$\Delta t = \frac{\Delta t_b - \Delta t_M}{\ln\left(\frac{\Delta t_b}{\Delta t_M}\right)}$$

Середня температура розчину становитиме, °С:

$$t_{1c} = t_K - \Delta t$$

Середня температура розчину використовується для визначення фізичних властивостей розчину.

Розрахунок матеріального балансу.

Кількість теплоти, що має бути передана розчину визначається за виразом, Вт:

$$Q = G \cdot c_1 (t_{1K} - t_{1n})$$

де c_1 – теплоємність розчину, визначається за середньою температурою (Таблиця 3.9), Дж/(кг·°С).

Витрата нагріваючої пари з урахуванням 5% втрат в оточуюче середовище, кг/с:

$$G_n = \frac{1,05Q}{r}$$

де r – питома теплота пароутворення, визначається за температурою нагріваючої пари (Таблиця 3.12), Дж/кг.

Попередній вибір теплообмінника.

У таблиці 4.1 наведено рекомендовані орієнтовні середні значення коефіцієнту теплопередачі в залежності від виду теплообміну.

У таблиці 3.2 наведено рекомендовані орієнтовні середні значення коефіцієнту теплопередачі й теплового навантаження.

Таблиця 3.1 – Рекомендовані орієнтовні середні значення коефіцієнту теплопередачі

№ п/п	Вид теплообміна	Вимушений рух	Вільний рух
1	Від газу до газу (при низьких тисках)	10-40	4-12
2	Від газу до рідини (газові холодильники)	10-60	6-20
3	Від газу, що конденсується до газу (повітрянагрівач)	10-60	6-12
4	Від рідини до рідини	800-1700	140-40
5	Від рідини до рідини (вуглеводні, мастила)	120-270	30-60
6	Від пару, який конденсується, до води (конденсатори, водонагрівачі)	800-3500	300-1200
7	Від пару, який конденсується органічною рідиною (нагрівачі)	120-340	60-170
8	Від пари, яка конденсується, до води (конденсатори)	300-800	230-460

Таблиця 3.2 – Орієнтовні значення коефіцієнтів теплопередачі

	$K_{op}, \frac{B_T}{m^2 \cdot K}$	$q(B_T / m^2) при t_K - t_n (K)$			
		8-15	15-20	20-40	40-75
Охолодження рідини	17-37	До 470	470- 700	700- 1000	1000- 1750
Охолодження газів	9-30	290- 350	350- 480	480- 700	870- 2100
Конденсація перегрітих парів - холодоагент	14-30	130- 230	230- 350	350- 640	750- 1000
Конденсація насичених парів	32-42	---	До 700	700- 870	---
Охолодження парогазової суміші з конденсацією одного або декількох компонентів	31-32	---	400- 580	580- 750	---

Таблиця 3.3 – Критеріальні рівняння для розрахунку коефіцієнтів тепловіддачі в трубному просторі

Граничні застосування формул			Розрахункова формула
Значення Re та розташування труб	Значення Gr·Pr	Значення $Pe \frac{d}{L}$	
Re>10000 будь-яке	-	-	$Nu = 0.021 \cdot Re^{0.8} Pr^{0.43} \left(\frac{Pr}{Pr_{CT}}\right)^{0.25}$
Re>3500 горизонтальне	Gr·Pr<13·10 ⁶	-	$Nu = 0.022 \cdot Re^{0.8} Pr^{0.4} \left(\frac{\mu}{\mu_{CT}}\right)^n$ де n = 0,14 – при нагріванні; n = 0,25 – при охолодженні.
Re<3500 горизонтальне	Gr·Pr<13·10 ⁶	$20 < Pe \frac{d}{L} < 120$	$Nu = 0.8 \left(Pe \frac{d}{L} \right)^{0.4} (Gr \cdot Pr)^{0.1} \left(\frac{\mu}{\mu_{CT}}\right)^{0.14}$
		$Pe \frac{d}{L} \leq 10$	$Nu = 0.5 \cdot \left(Pe \frac{d}{L} \right)$
Re<2300 будь-яке	Gr·Pr<8·10 ⁵	$20 \leq Pe \frac{d}{L}$	$Nu = 1.55 \left(Pe \frac{d}{L} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_{CT}}\right)^{0.14}$
		$Pe \frac{d}{L} < 20$	Nu = 3.66
2300< Re<10000 вертикальне вимушене та вільна конвенція не співпадає	1,5·10 ⁵ <Gr·Pr<12·10 ⁶	-	$Nu = 0.037 \cdot Re^{0.75} Pr^{0.4} \left(\frac{\mu}{\mu_{CT}}\right)^n$ де n = 0,14 – при нагріванні; n = 0,25 – при охолодженні.

Тоді орієнтовна площа поверхні теплообміну становитиме, м²:

$$F_{op} = \frac{Q}{K_{op} \cdot \Delta t}$$

Для забезпечення турбулентного режиму течії в трубах приймаємо значення критерію Рейнольдса $Re_1 = 15000$. Тоді швидкість в трубі становитиме, м/с:

$$w_1 = \frac{Re_1 \cdot \nu_1}{d_g}$$

де ν_1 – коефіцієнт кінематичної в'язкості розчину визначений за середньою температурою (додаток А), м²/с; d_b – внутрішній діаметр труби, м. Для стандартних теплообмінних труб 25×2 мм ця величина становить 0,021 м.

Тоді кількість теплообмінних труб на один хід становитиме:

$$n_z = \frac{4 \cdot G}{\pi \cdot d_g^2 \cdot w_1 \cdot \rho_1}$$

де ρ_1 – густина розчину за середньої температури (Таблиця 3.4), кг/м³.

Орієнтовне значення площі перерізу на один хід, при швидкості яка забезпечує $Re_1 = 15000$, м²:

$$S_{1op} = \frac{G}{w_1 \cdot \rho_1} = \frac{V}{w_1}$$

де V – об'ємна витрата розчину, який протікає в трубах, м³/с.

Також орієнтовану значення площі перерізу можна визначити за наступною формулою, м²:

$$S_{1op} = \frac{\pi \cdot d_g^2 \cdot n_z}{4}$$

Чисельні значення орієнтовних площ перерізу повинні збігатися.

Попередній вибір стандартного теплообмінника.

За значеннями F_{op} , n_z та S_{1op} за Таблицею 3.13 вибирається стандартний теплообмінник. При чому площа поверхні теплообмінника не повинна бути менша за орієнтовне значення. Для подальших розрахунків будуть необхідні

значення площі поперечного перерізу одного ходу по трубах та довжину труб. Крім того, в разі вибору теплообмінника з трубами 20×2 мм в подальших розрахунках слід врахувати зміну внутрішнього діаметра труби.

У разі необхідності при виборі стандартного теплообмінника за $S_1 \leq S_{1op}$, у випадку недостатньої площі поверхні теплообміну одного апарата, можливим є встановлення декількох теплообмінників послідовно, тоді:

Кількість теплообмінників для забезпечення необхідної поверхні теплообміну:

$$N_{tp} = \frac{F_{op}}{F_{tp}}$$

де F_{tp} – площа теплообміну стандартного теплообмінника, м².

Приймається кількість теплообмінників округлюється до цілого числа в більшу сторону.

Загальна поверхня теплообміну всіх вибраних стандартних теплообмінників:

$$F_{sum} = F_{tp} \cdot N_{tp}$$

Отримане значення $F_{sum} > F_{op}$.

Розрахунок коефіцієнта теплопередачі.

Уточнене значення швидкості, м/с:

$$w_1 = \frac{G}{\rho_1 \cdot S_1}$$

де S_1 – площа перерізу одного ходу по трубах (Таблиця 3.13), м².

Уточнене значення критерію Рейнольдса:

$$Re_1 = \frac{w_1 d_e}{\nu_1}$$

Значення критерію Рейнольдса повинно бути не меншим, ніж 10000 ($Re_1 \geq 10000$). Якщо ця умова не виконується, то слід вибрати інший теплообмінник, щоб виконувалася ця умова. В випадку при близьких до ($Re \approx 10000$), для забезпечення турбулентного режиму течії в трубах з можливим є зачеканення (зменшення кількості труб в стандартному теплообміннику), для забезпечення турбулентного режиму. Зменшення кількості труб призведе до зменшення площі перерізу через який буде протікати розчин при сталих об'ємних витратах призведе до збільшення швидкості, що в свою чергу збільшить число Рейнольдса.

Для цього необхідно прийняти $Re = 11000$.

Кількість труб що забезпечують турбулентний режим течії:

$$n_{tr} = \frac{4 \cdot V}{\pi \cdot Re_1 \cdot v_1 \cdot d_e}$$

Приймаємо кількість труб, які залишаються в теплообміннику, округлюємо отримане значення кількості труб до цілого значення (в більшу сторону).

Визначаємо кількість труб, які необхідно запломбувати:

$$n_w = n_{st} - n_{tr}$$

де n_{st} – кількість труб стандартного теплообмінника (Таблиця 3.13).

Перераховуємо значення площі перерізу одного ходу теплообмінника, m^2 :

$$S_{11} = \frac{\pi \cdot d_B^2 \cdot n_{st}}{4}$$

Перераховуємо значення швидкості, m/s :

$$w_1 = \frac{G}{\rho_1 \cdot S_{11}}$$

У разі неможливості її виконання (незначному збільшенні об'ємних витрат G , чи зменшенні площі перерізу через який проходить продукт S_1) для розрахунку критерію Нуссельта необхідно скористатися рівняннями для перехідного ($2300 < Re < 10000$) і ламінарного ($Re < 2300$) режиму.

Для розрахунку необхідно знати температури стінок. Заздалегідь ця величина не відома, тому їх спершу знаходять наближено, після чого ітераційним шляхом перевіряють. В першому наближенні температури стінок становитимуть:

$$\begin{aligned} t_{ct1} &= t_{1c} + A_1 \cdot \Delta t \\ t_{ct2} &= t_n - A_2 \cdot \Delta t \end{aligned}$$

Параметри A_1 та A_2 вибирають в межах $0,3 \dots 0,5$.

Критерій Прандтля для розчину визначається за формулою:

$$Pr_1 = \frac{\nu_1}{\alpha_1} = \frac{c_1 \cdot \rho_1 \cdot \nu_1}{\lambda_1} = \frac{c_1 \cdot \mu_1}{\lambda_1}$$

де λ_1 – коефіцієнт теплопровідності розчину (Таблиця 3.4), Вт/(м·°C).

Критерій Нуссельта для турбулентного режиму ($Re_1 \geq 10000$) визначається за виразом:

$$Nu_1 = 0.021 \cdot Re_1^{0.8} \cdot Pr_1^{0.43} \left(\frac{Pr_1}{Pr_{1CT}} \right)^{0.25}$$

де Pr_{1CT} – критерій Прандтля при температурі стінки.

Коефіцієнт тепловіддачі від стінки до розчину, Вт/(м²·°C):

$$\alpha_1 = \frac{Nu_1 \cdot \lambda_1}{d_B}$$

Коефіцієнт тепловіддачі від пари до зовнішньої стінки, Вт/(м²·°C):

$$\alpha_2 = 1,154 \sqrt{\frac{\lambda_2^3 \cdot \rho_2^2 \cdot g \cdot r}{\mu_2 \cdot (t_n - t_{ct2}) \cdot H}}$$

де r – питома теплота пароутворення, визначається за температурою нагріваючої пари (Таблиця 3.12), Дж/кг; λ_2 – коефіцієнт теплопровідності для

конденсату (Таблиця 3.11), Вт/(м·°C); μ_2 – коефіцієнт динамічної в'язкості плівки конденсату, Па·с; Н – висота труби, м.

Теплофізичні параметри в цій формулі визначаються за середньою температурою плівки $t = 0,5(t_n + t_{cm2})$.

Коефіцієнт теплопередачі визначається за формулою, Вт/(м²·°C):

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda_m} + \frac{1}{\alpha_2}}$$

де δ - товщина стінки теплообмінної труби, м (для стандартних теплообмінних труб 20x2 та 25x2 $\delta = 0,002$ м); λ_m - коефіцієнт теплопровідності матеріалу стінки труби, Вт/(м·°C) (для корозійних сталей $\lambda_m = 17,5$ Вт/(м·°C))

Після цього перевіряється прийнята температура стінок. Уточнені значення параметрів A_1 та A_2 визначаються за формулами:

$$A'_1 = \frac{K}{\alpha_1}$$

$$A'_2 = \frac{K}{\alpha_2}$$

Розбіжність між прийнятим і розрахунковим значеннями:

$$\Delta_1 = \frac{|A_1 - A'_1|}{A'_1} \cdot 100\%$$

$$\Delta_2 = \frac{|A_2 - A'_2|}{A'_2} \cdot 100\%$$

Перевірка умов:

$$\Delta_1 \leq 10\% \quad (24)$$

$$\Delta_2 \leq 10\% \quad (25)$$

Якщо умови (24) та (25) не виконуються, то приймається $A_1 = A'_1$ та $A_2 = A'_2$, після чого повторюють розрахунки починаючи з визначення уточненого значення швидкості та уточненого значення критерію Рейнольдса доки не виконаються дані умови.

Розрахунок площі поверхні теплообміну.

Розрахункова площа поверхні теплообміну:

$$F' = \frac{Q}{K \cdot \Delta t}$$

Дійсна площа поверхні теплообміну:

$$F = \pi \cdot d \cdot n \cdot H \cdot N_{tr}$$

де d - діаметр труби з боку меншого коефіцієнта тепловіддачі, м;
 N_{tr} - кількість прийнятих теплообмінників; H - висота труби, м.

Перевіряється запас площі поверхні теплообміну:

$$\varepsilon = \frac{F - F'}{F} \cdot 100\%$$

Площа поверхні теплообміну вибраного теплообмінника повинна бути більша, за розрахункове значення (запас бути додатнім), а значення запасу поверхні теплообміну не повинен перевищувати 20%.

У разі не виконання цих умов потрібно вибрати інший теплообмінник (в багатьох випадках достатньо збільшити довжину труб) і повторити перевірочний розрахунок починаючи з визначення критерію Рейнольдса (при зміні довжини труб зміниться лише величина α_2 , тому перерахунки в такому випадку будуть мінімальні).

У висновку необхідно записати всі основні технічні характеристики обраного апарату та який гідродинамічний режим забезпечується (продуктивності по продукту і теплоносію, діаметри кожуха, теплообмінних труб, кількості труб та теплообмінників і поверхню теплообміну.

3.3 Приклад розрахунку

Завдання: Визначити площу поверхні теплообміну та основні геометричні розміри теплообмінника для підігрівання розчину гідроксиду натрію (10%) від заданої температури, до температури кипіння.

Вихідні дані:

Витрата (видаток) розчину гідроксиду натрію	$G=5 \text{ т/год}=1,39 \text{ кг/с}$
Концентрація розчину гідроксиду натрію	$B=60\%$
Початкова температура розчину	$t_{1n}=50 \text{ }^{\circ}\text{C}$
Кінцева температура розчину	$t_{1k} = 169 \text{ }^{\circ}\text{C}$
Гріючий агент	водяна пара
Температура гріючої пари	$t_n=174 \text{ }^{\circ}\text{C}$

При розрахунках всі величини перевести в систему СІ.

Розрахункова схема зображена на рисунку 3.2.

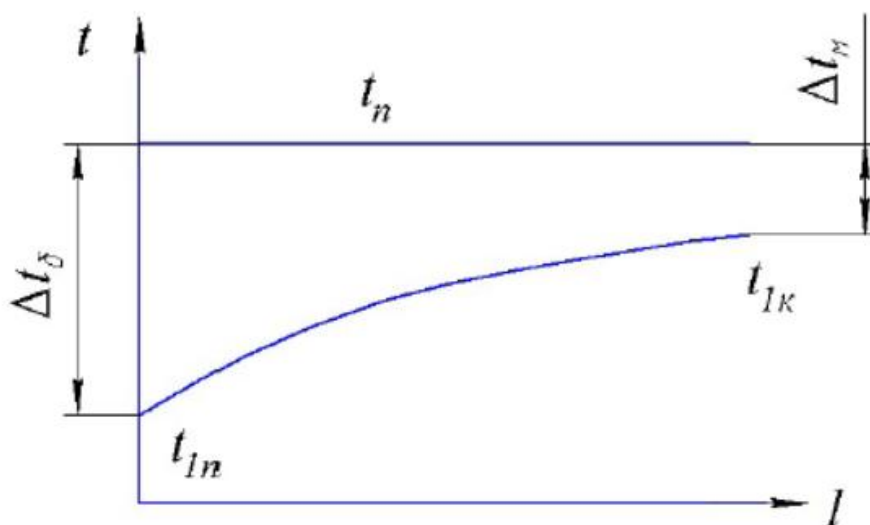


Рисунок 3.2 – Схема руху теплоносіїв

Схема процесу теплообміну зображена на рисунку 3.3.

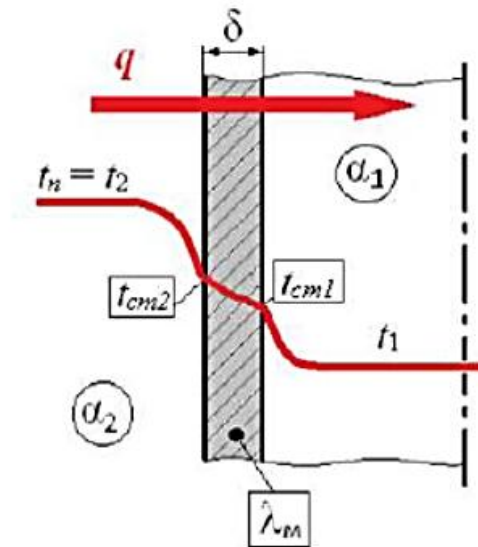


Рисунок 3.3 – Схема процесу теплообміну

Згідно з рисунком 4.2 різниця температур на кінцях теплообмінника становитиме, °C:

$$\Delta t_b = t_K - t_{2n} = 174 - 50 = 124$$

$$\Delta t_M = t_K - t_{2K} = 174 - 169 = 15$$

Оскільки відношення $\Delta t_b / \Delta t_M < 2$ тоді середня різниця температур буде визначатися як середнє логарифмічне значення, °C:

$$\Delta t = \frac{\Delta t_b - \Delta t_M}{\ln\left(\frac{\Delta t_b}{\Delta t_M}\right)} = \frac{124 - 15}{\ln\left(\frac{124}{15}\right)} = 51,6$$

Середня температура розчину становитиме, °C:

$$t_{1c} = t_K - \Delta t = 174 - 51,6 = 122,4$$

Середня температура розчину використовується для визначення фізичних властивостей розчину.

Розрахунок матеріального балансу.

Кількість теплоти, що має бути передана розчину визначається за виразом,

Вт:

$$Q = G \cdot c_1 (t_{1K} - t_{1n}) = 1,39 \cdot \frac{0,762 \cdot 1000}{4,19} \cdot (169 - 50) = 30082$$

де c_1 – теплоємність розчину, визначається за середньою температурою (Таблиця 3.4), Дж/(кг·°C).

Витрата нагріваючої пари з урахуванням 5% втрат в оточуюче середовище, кг/с:

$$G_n = \frac{1,05Q}{r} = \frac{1,05 \cdot 30082}{2040 \cdot 1000} = 0,015$$

де r – питома теплота пароутворення, визначається за температурою нагріваючої пари (Таблиця 3.12), Дж/кг.

Попередній вибір теплообмінника.

Тоді орієнтовна площа поверхні теплообміну становитиме, м²:

$$F_{op} = \frac{Q}{K_{op} \cdot \Delta t} = \frac{30082}{340 \cdot 51,6} = 15,76$$

Для забезпечення турбулентного режиму течії в трубах приймаємо значення критерію Рейнольдса $Re_1 = 15000$. Тоді швидкість в трубі становитиме, м/с:

$$w_1 = \frac{Re_1 \cdot \nu_1}{d_g} = \frac{15000 \cdot 10,42}{0,021 \cdot 3600 \cdot 1000} = 2,07$$

де ν_1 – коефіцієнт кінематичної в'язкості розчину визначений за середньою температурою (Таблиця 3.4), м²/с; d_g – внутрішній діаметр труби, м.

Тоді кількість теплообмінних труб на один хід становитиме:

$$n_z = \frac{4 \cdot G}{\pi \cdot d_g^2 \cdot w_1 \cdot \rho_1} = \frac{4 \cdot 1,39}{\pi \cdot 0,021^2 \cdot 2,07 \cdot 1540} = 1,3$$

де ρ_1 – густина розчину за середньої температури (Таблиця 3.4), кг/м³.

Орієнтовне значення площі перерізу на один хід, при швидкості яка забезпечує $Re_1 = 15000$, м²:

$$S_{10p} = \frac{1,39}{2,07 \cdot 1540} = 0,00045$$

Також орієнтовану значення площі перерізу можна визначити за наступною формулою, м²:

$$S_{10p} = \frac{\pi \cdot d_g^2 \cdot n_z}{4} = \frac{\pi \cdot 0,021^2 \cdot 1,3}{4} = 0,00045$$

Чисельні значення орієнтовних площ перерізу збігаються, тому продовжуємо розрахунок.

Попередній вибір стандартного теплообмінника.

За значеннями F_{op} , n_z та S_{10p} за таблицею 3.13 обираємо стандартний теплообмінник діаметру 325мм, числом труб 62, довжиною труб 4,0м, площею теплообміну 17,5м².

Розрахунок коефіцієнта теплопередачі.

Уточнене значення швидкості, м/с:

$$w_1 = \frac{G}{\rho_1 \cdot S_1} = \frac{1,39}{1540 \cdot 2,1 \cdot 10^{-2}} = 4,3$$

де S_1 – площа перерізу одного ходу по трубам (Таблиця 3.13), м².

Уточнене значення критерію Рейнольдса:

$$Re_1 = \frac{w_1 d_g}{\nu_1} = \frac{4,3 \cdot 0,021 \cdot 3600 \cdot 1000}{10,42} = 31197$$

Кількість труб що забезпечують турбулентний режим течії:

$$n_{tr} = \frac{4 \cdot V}{\pi \cdot Re_1 \cdot \nu_1 \cdot d_g} = \frac{4 \cdot 1,39 \cdot 3600 \cdot 1000}{\pi \cdot 31197 \cdot 10,42 \cdot 0,021 \cdot 1540} = 60,6 \approx 61$$

Приймаємо кількість труб, які залишаються в теплообміннику, округлюємо отримане значення кількості труб до цілого значення (в більшу сторону).

Визначаємо кількість труб, які необхідно запломбувати:

$$n_w = n_{st} - n_{tr} = 62 - 61 = 1$$

де n_{st} – кількість труб стандартного теплообмінника (Таблиця 3.13).

Перераховуємо значення площі перерізу одного ходу теплообмінника, m^2 :

$$S_{11} = \frac{\pi \cdot d_B^2 \cdot n_{st}}{4} = \frac{\pi \cdot 0,021^2 \cdot 62}{4} = 0,0215$$

Перераховуємо значення швидкості, m/s :

$$w_1 = \frac{G}{\rho_1 \cdot S_{11}} = \frac{1,39}{1540 \cdot 0,0215} = 4,2$$

В першому наближенні температури стінок становитимуть:

$$t_{ct1} = t_{lc} + A_1 \cdot \Delta t = 122,4 + 0,5 \cdot 51,6 = 148,2$$

$$t_{ct2} = t_n - A_2 \cdot \Delta t = 174 - 0,3 \cdot 51,6 = 158,52$$

де A_1 обираємо 0,5; A_2 обираємо 0,3.

Критерій Прандтля для розчину визначається за формулою:

$$Pr_1 = \frac{c_1 \cdot \rho_1 \cdot v_1}{\lambda_1} = \frac{0,762 \cdot 1000 \cdot 1540 \cdot 10,42 \cdot 1,16}{4,19 \cdot 3600 \cdot 1000 \cdot 0,485} = 1,94$$

де λ_1 – коефіцієнт теплопровідності розчину (Таблиця 3.4), $Вт/(м \cdot ^\circ C)$.

Критерій Нуссельта для турбулентного режиму визначається за виразом:

$$Nu_1 = 0,021 \cdot Re_1^{0,8} \cdot Pr_1^{0,43} \left(\frac{Pr_1}{Pr_{1CT}} \right)^{0,25} = 0,021 \cdot 31197^{0,8} \cdot 1,94^{0,43} (1)^{0,25} = 110$$

де Pr_{1CT} – критерій Прандтля при температурі стінки.

Коефіцієнт тепловіддачі від стінки до розчину, $Вт/(м^2 \cdot ^\circ C)$:

$$\alpha_1 = \frac{Nu_1 \cdot \lambda_1}{d_B} = \frac{110 \cdot 0,485}{0,021 \cdot 1,16} = 2190$$

Коефіцієнт тепловіддачі від пари до зовнішньої стінки, $Вт/(м^2 \cdot ^\circ C)$:

$$\alpha_2 = 1,15 \sqrt[4]{\frac{\lambda_2^3 \cdot \rho_2^2 \cdot g \cdot r}{\mu_2 \cdot (t_n - t_{ct2}) \cdot H}} = 1,15 \sqrt[4]{\frac{(67,65 \cdot 10^{-3})^3 \cdot 895^2 \cdot 9,81 \cdot 2040 \cdot 10^3}{159 \cdot 10^{-6} \cdot (174 - 158,52) \cdot 4}} = 969$$

де g – питома теплота пароутворення, визначається за температурою нагріваючої парою (Таблиця 3.12), Дж/кг; λ_2 – коефіцієнт теплопровідності для конденсату (Таблиця 3.11), Вт/(м·°C); μ_2 – коефіцієнт динамічної в'язкості плівки конденсату, Па·с; H – висота труби, м.

Коефіцієнт теплопередачі визначається за формулою, Вт/(м²·°C):

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda_m} + \frac{1}{\alpha_2}} = \frac{1}{\frac{1}{2190} + \frac{0,02}{17,5} + \frac{1}{969}} = 380$$

де δ – товщина стінки теплообмінної труби, м; λ_m – коефіцієнт теплопровідності матеріалу стінки труби, Вт/(м·°C) (для корозійних сталей $\lambda_m = 17,5$ Вт/(м·°C))

Після цього перевіряється прийнята температура стінок. Уточнені значення параметрів A_1 та A_2 визначаються за формулами:

$$A'_1 = \frac{K}{\alpha_1} = \frac{380}{2190} = 0,17$$

$$A'_2 = \frac{K}{\alpha_2} = \frac{380}{969} = 0,39$$

Розбіжність між прийнятим і розрахунковим значеннями:

$$\Delta_1 = \frac{|A_1 - A'_1|}{A'_1} \cdot 100\% = \frac{|0,5 - 0,17|}{0,17} \cdot 100\% = 194$$

$$\Delta_2 = \frac{|A_2 - A'_2|}{A'_2} \cdot 100\% = \frac{|0,3 - 0,39|}{0,39} \cdot 100\% = 23$$

Перевірка умов:

$$\Delta_1 \leq 10\%$$

$$\Delta_2 \leq 10\%$$

Оскільки обидві умови не виконуються, то приймається $A_1 = A'_1$ та $A_2 = A'_2$, після чого повторюють розрахунки.

В другому наближенні температури стінок становитимуть:

$$t_{ct1} = t_{lc} + A_1 \cdot \Delta t = 122,4 + 0,17 \cdot 51,6 = 131,2$$

$$t_{ct2} = t_n - A_2 \cdot \Delta t = 174 - 0,39 \cdot 51,6 = 153,9$$

Коефіцієнт тепловіддачі від пари до зовнішньої стінки, Вт/(м²·°C):

$$\alpha_2 = 1,154 \sqrt{\frac{\lambda_2^3 \cdot \rho_2^2 \cdot g \cdot r}{\mu_2 \cdot (t_n - t_{ct2}) \cdot H}} = 1,154 \sqrt{\frac{(67,65 \cdot 10^{-3})^3 \cdot 895^2 \cdot 9,81 \cdot 2040 \cdot 10^3}{159 \cdot 10^{-6} \cdot (174 - 153,9) \cdot 4}} = 908$$

Коефіцієнт теплопередачі визначається за формулою, Вт/(м²·°C):

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda_m} + \frac{1}{\alpha_2}} = \frac{1}{\frac{1}{2190} + \frac{0,02}{17,5} + \frac{1}{908}} = 370$$

де δ - товщина стінки теплообмінної труби, м; λ_m - коефіцієнт теплопровідності матеріалу стінки труби, Вт/(м·°C) (для корозійних сталей $\lambda_m = 17,5$ Вт/(м·°C))

Після цього перевіряється прийнята температура стінок. Уточнені значення параметрів A_1 та A_2 визначаються за формулами:

$$A'_1 = \frac{K}{\alpha_1} = \frac{370}{2190} = 0,169$$

$$A'_2 = \frac{K}{\alpha_2} = \frac{370}{908} = 0,41$$

Розбіжність між прийнятим і розрахунковим значеннями:

$$\Delta_1 = \frac{|A_1 - A'_1|}{A'_1} \cdot 100\% = \frac{|0,17 - 0,169|}{0,169} \cdot 100\% = 0,6$$

$$\Delta_2 = \frac{|A_2 - A'_2|}{A'_2} \cdot 100\% = \frac{|0,39 - 0,41|}{0,41} \cdot 100\% = 4,9$$

Перевірка умов:

$$\Delta_1 \leq 10\%$$

$$\Delta_2 \leq 10\%$$

Умова виконується, тому продовжуємо розрахунки.

Розрахунок площі поверхні теплообміну.

Розрахункова площа поверхні теплообміну:

$$F' = \frac{Q}{K \cdot \Delta t} = \frac{30082}{370 \cdot 51,6} = 16,21$$

Дійсна площа поверхні теплообмінну:

$$F = \pi \cdot d \cdot n \cdot H \cdot N_{\text{т}} = \pi \cdot 0,021 \cdot 62 \cdot 4 \cdot 1 = 16,35$$

де d - діаметр труби з боку меншого коефіцієнта тепловіддачі, м;
 $N_{\text{т}}$ - кількість прийнятих теплообмінників; H - висота труби, м.

Перевіряється запас площі поверхні теплообміну:

$$\varepsilon = \frac{F - F'}{F} \cdot 100\% = \frac{16,35 - 16,21}{16,35} \cdot 100\% = 0,86$$

Площа поверхні теплообміну вибраного теплообмінника більша, за розрахункове значення, а значення запасу поверхні теплообміну не перевищує 20%, тому розрахунки проведено вірні.

Отже, обираємо одноходовий кожухотрубний теплообмінник, з діаметром кожуха 325 мм, довжиною труб 4,0м, кількістю труб 62 штуки, й трубами 25х2 мм.

3.4 Завдання

Завдання: Визначити площу поверхні теплообміну та основні геометричні розміри теплообмінника для підігрівання розчину гідроксиду натрію (10%) від заданої температури, до температури кипіння.

Вихідні дані:

Витрата (видаток) розчину гідроксиду натрію $G=5+0,5 \cdot n$ т/год

Концентрація розчину гідроксиду натрію $B=2 \cdot n\%$

Початкова температура розчину $t_{1n}=50+0,5 \cdot n$ °C

Кінцева температура розчину t_{1k} – температура кипіння за даної концентрації (визначається за Таблицею 3.4)

Гріючий агент водяна пара

Температура гріючої пари t_n обирається на 15 градусів вищою за температуру кипіння розчину (Таблиця 3.12)

При розрахунках всі величини перевести в систему СІ.

3.5 Таблиці для розрахунків

Таблиця 3.4 Температура кипіння водних розчинів їдкого натрію і значення нормальної депресії, v_H (при 760 мм рт.ст.)

$b, \%$	$t_{\text{кип}}, ^\circ\text{C}$	v_H	$b, \%$	$t_{\text{кип}}, ^\circ\text{C}$	v_H
3	100,8	0,8	50	142,2	42,2
5	101,0	1,0	55	150,6	50,6
10	102,8	2,8	60	159,6	59,6
15	105,0	5,0	65	169,0	69,0
20	108,2	8,2	70	179,6	79,6
25	112,2	12,2	75	192,0	92,0
30	117,0	17,0	80	206,6	106,6
35	122,0	22,0	85	224,0	124,0
40	128,0	28,0	90	245,5	145,5
45	135,0	35,0	95	274,5	174,5

Таблиця 3.5 Коефіцієнт теплопровідності розчинів NaOH, λ ккал/(м·год·град) або $\lambda \cdot 1,16^{-1}$ Вт/(м·град)

Концент рація	Температура, °C									
	0	30	50	60	70	80	90	100	110	120
0	0,474	0,531	0,557	0,567	0,574	0,580	0,585	0,587	0,589	0,590
5	0,453	0,479	0,492	0,497	0,501	0,505	0,507	0,509	0,5105	0,511
10	0,450	0,474	0,487	0,492	0,496	0,499	0,5015	0,503	0,504	0,505
15	0,448	0,471	0,482	0,487	0,491	0,494	0,4965	0,498	0,499	0,500
20	0,447	0,468	0,479	0,484	0,488	0,491	0,493	0,494	0,495	0,496
30	0,446	0,465	0,474	0,478	0,4815	0,484	0,486	0,487	0,488	0,489
40	0,446	0,463	0,471	0,475	0,478	0,4805	0,482	0,483	0,484	0,485

Таблиця 3.6 Число Прандтля для розчинів NaOH, [Pr]

Концентрація, %	Температура, °C						
	60	70	80	90	100	110	120
5	4,76	4,01	3,60	3,36	3,17	2,98	2,81
10	6,10	5,11	4,66	4,46	4,30	4,14	3,96
15	8,41	7,15	6,48	7,06	5,86	5,65	5,44
20	10,7	9,2	8,25	7,70	7,45	7,20	6,95
30	22,20	17,20	13,92	12,45	11,69	11,20	10,92
40	34,20	27,85	22,54	18,85	16,89	15,42	14,68

Таблиця 3.7 Коефіцієнт кінематичної в'язкості розчинів NaOH,
 $\nu \cdot 10^3 \text{ м}^2/\text{год}$, або $(\nu \cdot 10^3)3600^{-1} \text{ м}^2/\text{сек}$

Концен-трація, %	Температура, °C														
	60	70	80	90	100	110	120	130	140	150	160	170	180	190	200
0	1,725	1,494	1,321	1,171	1,030	0,966	0,879	0,814	0,764	0,727	0,688	0,652	0,623	0,598	0,570
5	2,400	2,043	1,855	1,745	1,656	1,570	1,495	1,440	1,380	1,350	1,320	1,300	1,280	1,260	1,250
10	3,007	2,540	2,340	2,265	2,200	2,130	2,065	2,010	1,970	1,950	1,930	1,900	1,870	1,860	1,840
15	4,000	3,446	3,140	2,978	2,900	2,82	2,735	2,670	2,630	2,600	2,580	2,560	2,540	2,520	2,500
20	4,910	4,265	3,865	3,640	3,540	3,450	3,366	3,320	3,280	3,250	3,230	3,210	3,190	3,170	3,150
30	9,40	7,365	6,040	5,440	5,140	4,960	4,865	4,750	4,660	4,590	4,540	4,490	4,440	4,400	4,300
40	13,96	11,49	9,35	7,90	7,12	6,56	6,28	6,11	5,97	5,85	5,75	5,68	5,61	5,55	5,50
50	19,30	15,97	13,44	11,60	9,74	8,88	8,47	8,15	7,90	7,70	7,55	7,40	7,30	7,22	7,15
60	29,40	23,00	17,20	14,50	12,60	11,26	10,45	10,03	9,78	9,58	9,43	9,29	9,16	9,05	8,95
70	42,07	34,0	26,0	19,0	15,40	13,80	12,70	12,15	11,85	11,60	11,40	11,25	11,12	11,00	10,90

Таблиця 3.8 Фізичні властивості води (на лінії насичення).
 Перерахунок в СІ: $1 \text{ кгс/см}^2 = 9,81 \cdot 10^4 \text{ Па}$

ρ , кг/см ²	t, °C	ρ , кг/м ³	i, кДж/кг	c_p , кДж/(кг·K)	$\lambda \cdot 10^3$, Вт/(м·K)	$\alpha \cdot 10^3$, м ² /с	$\mu \cdot 10^6$, Па·с	$\nu \cdot 10^4$, м ² /с	$\beta \cdot 10^4$, K ⁻¹	$\sigma \cdot 10^4$, кг/см ²	Pr
1	0	1000	0	4,23	55,1	1,31	1790	1,79	- 0,63	756	13,7
1	10	1000	41,9	4,19	57,5	1,37	1310	1,31	+ 0,70	762	9,52
1	20	998	83,8	4,19	59,9	1,43	1000	1,01	1,82	727	7,02
1	30	996	126	4,18	61,8	1,49	804	0,81	3,21	712	5,42
1	40	992	168	4,18	63,4	1,53	657	0,66	3,87	697	4,31
1	50	993	210	4,18	64,8	1,57	549	0,556	4,49	677	3,54
1	60	983	251	4,18	65,9	1,61	470	0,478	5,11	662	2,98
1	70	978	293	4,19	66,8	1,63	406	0,415	5,70	643	2,55
1	80	972	335	4,19	67,5	1,66	355	0,365	6,32	626	2,21
1	90	965	377	4,19	68,0	1,68	315	0,326	6,95	607	1,95
1,03	100	958	419	4,23	68,3	1,69	262	0,295	7,5	589	1,75
1,46	110	951	461	4,23	68,5	1,69	256	0,263	8,0	569	1,58
2,02	120	943	503	4,23	68,0	1,72	231	0,244	8,6	549	1,43
2,75	130	935	545	4,27	68,6	1,72	212	0,226	9,2	529	1,32
3,68	140	926	587	4,27	68,5	1,72	196	0,212	9,7	507	1,23
4,85	150	917	629	4,32	68,4	1,72	185	0,202	10,3	487	1,17
6,30	160	907	671	4,36	68,3	1,72	174	0,191	10,8	460	1,10
8,08	170	897	713	4,40	67,9	1,72	163	0,181	11,5	444	1,05
10,23	180	887	755	4,44	67,5	1,72	153	0,173	12,2	424	1,01

Таблиця 3.9 Густина розчину NaOH, ρ, кг/м³

Концентрація, %	Температура, °C															
	50	60	70	80	90	100	110	120	130	140	150	160	170	180	190	200
0	988	983	978	972	965	958	951	943	935	926	917	907	897	887	876	865
5	1041	1036	1030	1024	1018	1012	1005	997	988	979	970	960	950	940	930	919
10	1094	1089	1083	1077	1071	1064	1057	1049	1041	1032	1023	1013	1003	993	983	972
15	1148	1142	1136	1130	1124	1117	1110	1102	1094	1085	1076	1066	1056	1046	1036	1025
20	1202	1196	1190	1183	1177	1170	1163	1155	1147	1138	1129	1119	1109	1099	1089	1078
25	1256	1250	1244	1237	1230	1223	1216	1208	1200	1191	1182	1172	1162	1151	1141	1130
30	1309	1303	1296	1289	1283	1276	1269	1261	1253	1244	1234	1224	1214	1203	1192	1181
40	1410	1403	1396	1389	1382	1375	1368	1360	1350	1341	1331	1321	1311	1300	1289	1277
50	1504	1497	1490	1483	1476	1469	1462	1454	1443	1433	1423	1412	1401	1390	1379	1367
60	1595	1588	1581	1574	1567	1560	1553	1544	1534	1524	1514	1503	1492	1481	1470	1458
70	1684	1677	1670	1663	1656	1649	1642	1633	1623	1613	1603	1592	1581	1570	1559	1547

Таблиця 3.10 Теплоємність розчинів NaOH, c_p ккал/(кг·град), або $c_p \cdot 4,19^{-1}$ кДж/(кг·град)

Концент рація, %	Температура, °C																		
	0	10	25	50	60	70	80	90	100	110	120	130	140	150	160	170	180	190	200
0	1,004	1,001	0,998	0,998	0,999	1,000	1,002	1,004	1,006	1,009	1,011	—	—	—	—	—	—	—	—
5	0,925	0,933	0,941	0,949	0,951	0,954	0,957	0,960	0,962	0,964	0,965	—	—	—	—	—	—	—	—
10	0,882	0,893	0,904	0,916	0,918	0,920	0,922	0,923	0,924	0,925	0,926	—	—	—	—	—	—	—	—
15	0,857	0,870	0,882	0,894	0,896	0,898	0,900	0,901	0,901	0,901	0,901	—	—	—	—	—	—	—	—
20	0,842	0,854	0,867	0,880	0,882	0,884	0,880	0,887	0,888	0,888	0,888	—	—	—	—	—	—	—	—
25	—	—	—	0,871	0,874	0,876	0,876	0,879	0,879	0,879	0,879	—	—	—	—	—	—	—	—
30	—	0,832	0,844	0,862	0,865	0,867	0,869	0,869	0,869	0,869	0,869	0,870	0,870	0,870	—	—	—	—	—
40	—	0,812	0,820	0,829	0,830	0,831	0,832	0,832	0,832	0,832	0,832	0,833	0,833	0,833	—	—	—	—	—
50	—	—	0,772	0,768	0,767	0,766	0,765	0,764	0,763	0,763	0,762	0,762	0,761	0,761	0,761	0,761	0,761	0,761	0,761
60	—	—	—	0,705	0,703	0,701	0,699	0,698	0,696	0,694	0,694	0,692	0,691	0,691	0,691	0,691	0,691	0,691	0,691
70	—	—	—	—	—	—	0,651	0,650	0,648	0,646	0,644	0,643	0,641	0,641	0,641	0,641	0,641	0,641	0,641

Таблиця 3.11 Тиск насиченої пари

Тиск (абсолютний), МПа	Температура, °C	Питомий об'єм, м ³ /кг	Густина, кг/м ³	Питома ентальпія рідини i' , кДж/г	Питома ентальпія пари i'' , кДж/кг	Питома теплота пароутворення r , кДж/кг
1	6,6	131,60	0,00760	27,7	2506	2478
1,5	12,7	89,64	0,01116	53,2	2515	2465
2	17,1	68,27	0,01465	71,6	2526	2455
2,5	20,7	55,28	0,01809	86,7	2533	2447
3	23,7	46,53	0,02149	99,3	2539	2440
4	28,6	35,46	0,02820	119,8	2548	2429
5	32,5	28,73	0,03481	136,2	2556	2420
6	35,8	24,19	0,04133	150,0	2562	2413
8	41,1	18,45	0,05420	172,2	2573	2400
10	45,4	14,96	0,06686	190,2	2581	2390
12	49,0	12,60	0,07937	205,3	2588	2382
15	53,6	10,22	0,09789	224,6	2596	2372
20	59,7	7,977	0,1283	250,1	2607	2358
30	68,7	5,331	0,1876	287,9	2620	2336
40	75,4	4,072	0,2456	315,9	2632	2320
50	80,9	3,304	0,3027	339,0	2642	2307
60	85,5	2,785	0,3590	358,2	2650	2296
70	89,3	2,411	0,4147	375,0	2657	2286
80	93,0	2,128	0,4699	389,7	2663	2278
90	96,2	1,906	0,5246	403,1	2668	2270
100	99,1	1,727	0,5790	415,2	2677	2264
120	104,2	1,457	0,6865	437,0	2686	2249
140	108,7	1,261	0,7931	456,3	2693	2237
160	112,7	1,113	0,898	473,1	2703	2227
180	116,3	0,997	1,003	483,6	2709	2217
200	119,6	0,903	1,107	502,4	2710	2208
300	132,9	0,6180	1,618	558,9	2730	2171
400	142,9	0,4718	2,120	601,1	2744	2141
500	151,1	0,3825	2,614	637,7	2754	2117
600	158,1	0,3222	3,104	667,9	2768	2095
700	164,2	0,2785	3,591	694,3	2769	2075
800	169,6	0,2454	4,075	718,4	2776	2057
900	174,5	0,2195	4,536	740,0	2780	2040

Таблиця 3.14 Параметри кожухотрубних теплообмінників і холодильників

D, кожуха, мм	d, труб, мм	число ходів	Загальне число труб, шт	Параметри теплообміну (в м ²) при довжині труб, м							Площа перерізу потоку 10 ² м ²		Площа перерізу одного ходу по трубам 10 ² м ²
				1,0	1,5	2,0	4,0	4,0	6,0	9,0	у вирізі перегородок	між перегородками	
159	20x2	1	19	1,0	2,0	2,5	3,5	—	—	—	0,3	0,5	0,4
	25x2	1	13	1,0	1,5	2,0	3,0	—	—	—	0,4	0,8	0,5
273	20x2	1	61	4,0	6,0	7,5	11,5	—	—	—	0,7	1,0	1,2
	25x2	1	37	3,0	4,5	6,0	9,0	25,0	—	—	0,9	1,1	1,3
325	20x2	1	100	—	9,5	12,5	19,0	22,5	—	—	1,1	2,0	2,0
		2	90	—	8,5	11,0	17,0	19,5	—	—	1,1	1,6	0,9
	25x2	1	62	—	7,5	10,0	14,5	17,5	68,0	—	1,3	2,9	2,1
		2	56	—	6,5	9,0	13,0	46,0	63,0	—	1,3	1,5	1,0
400	20x2	1	181	—	—	23,0	34,0	42,0	52,0	—	1,7	2,5	3,6
		2	166	—	—	21,0	31,0	35,0	47,0	—	1,7	3,0	1,7
	25x2	1	111	—	—	17,0	26,0	31,0	147	—	2,0	3,1	3,8
		2	100	—	—	16,0	24,0	98	139	—	2,0	2,5	1,7
600	20x2	1	389	—	—	49	73	93	126	—	4,1	6,6	7,8
		2	370	—	—	47	70	84	119	—	4,1	4,8	3,7
		4	334	—	—	42	63	79	121	—	4,1	4,8	1,6
		6	316	—	—	40	60	81	113	405	3,7	4,8	0,9
	25x2	1	257	—	—	40	61	75	97	390	4,0	5,3	8,9
		2	240	—	—	38	57	65	91	361	4,0	4,5	4,2
		4	206	—	—	32	49	61	270	349	4,0	4,5	1,8
		6	196	—	—	31	46	180	260	329	3,7	4,5	1,1

800	20x2	1	717	—	—	90	135	173	240	312	6,9	9,1	14,4
		2	690	—	—	87	130	160	233	285	6,9	7,0	6,9
		4	638	—	—	80	120	155	219	271	6,9	7,0	3,0
		6	618	—	—	78	116	146	208	663	6,5	7,0	2,0
	25x2	1	465	—	—	73	109	139	190	643	7,0	7,9	16,1
		2	442	—	—	69	104	127	181	606	7,0	7,0	7,7
		4	404	—	—	63	95	121	442	590	7,0	7,0	3,0
		6	384	—	—	60	90	295	429	528	6,5	7,0	2,2
1000	20x2	1	1173	—	—	—	221	286	404	507	10,1	15,6	23,6
		2	1138	—	—	—	214	269	393	471	10,1	14,6	11,4
		4	1072	—	—	—	202	262	352	454	10,1	14,6	5,1
		6	1044	—	—	—	197	235	338	961	9,6	14,6	3,4
	25x2	1	747	—	—	—	176	226	314	937	10,6	14,3	25,9
		2	718	—	—	—	169	209	302	893	10,6	13,0	12,4
		4	666	—	—	—	157	202	641	873	10,6	13,0	5,5
		6	642	—	—	—	151	427	625	765	10,2	13,0	3,6
1200	20x2	1	1701	—	—	—	—	417	595	740	14,5	18,7	34,2
		2	1658	—	—	—	—	397	582	697	14,5	17,6	16,5
		4	1580	—	—	—	—	388	510	677	14,5	17,6	7,9
		6	1544	—	—	—	—	340	494		13,1	17,6	4,9
	25x2	1	1083	—	—	—	—	329	464		16,4	17,9	37,5
		2	1048	—	—	—	—	310	451		16,4	16,5	17,9
		4	986	—	—	—	—	301			16,4	16,5	8,4
		6	958	—	—	—	—				14,2	16,5	5,2

4 РОЗРАХУНОК КИП'ЯТИЛЬНИКА

4.1 Теоретичні дані

Складається з вертикального циліндричного корпусу, двох трубних плит, закріплених в них за допомогою розвальцовки трубок, і приєднаних за допомогою фланцевих з'єднань еліптичних днища та кришки. Суміш з колони подається до трубного простору де підігрівається за рахунок теплоти конденсації водяної пари у міжтрубному просторі.

4.2 Алгоритм розрахунку

Теплове навантаження кип'ятильника

Ця величина визначається з рівняння теплового балансу кип'ятильника.

$$(G) q_{T_1}^p + Q_p' = G \cdot q_{T_2}^p + G q_{T_2}^n$$

де Q_p' — витрати теплоти у кип'ятильника (теплове навантаження), кДж на 100 кмоль сировини;

R та V_{R+V_R} — витрати потоку, кмоль на 100 кмоль сировини;

$q_{T_1}^p$, $q_{T_2}^p$, $q_{T_2}^n$ — ентальпії потоків при відповідних температурах, кДж/кмоль, див. додаток.

Попередньо знайдемо середні молекулярні маси потоків:

$$M_{\text{сум}} = M_{\text{C}_3\text{H}_8}^{R+V} \cdot C_{\text{C}_3\text{H}_8}^{R+V} + M_{\text{C}_4\text{H}_{10}}^{R+V} \cdot C_{\text{C}_4\text{H}_{10}}^{R+V}$$

Тоді:

$$Q_p' = M_{\text{сум}} \cdot q_{T_2}^p + M_{\text{сум}} \cdot q_{T_2}^n - (M_{\text{сум}}) \cdot q_{T_1}^p \text{ кДж на 100 кмоль сировини}$$

Число молів сировини, що подається до колони:

$$G_1 = \frac{G}{M_{\text{сум}}}, \text{кмоль/год}$$

Годинна витрата теплоти у випарнику:

$$Q_p = Q'_p \frac{G_1}{100}, \text{кВт}$$

Витрати гріючої пари

В якості гарячого теплоносія у теплообміннику використовується водяна пара.

Суміш газів, яка поступає у теплообмінник, нагрівається від T_1 К до T_2 К і випарюється за рахунок теплоти конденсації водяної пари. На основі даних промислової експлуатації аналогічних випарників і з метою забезпечення достатнього температурного напору при теплопередачі від конденсуючої водяної пари. Витрати пари визначимо з наступної рівності:

$$Z = \frac{Q_p}{r \eta_T}$$

де Z — витрати гріючої пари, кг/год;

r кДж/кг теплота пароутворення, (додаток Б)

η_T — коефіцієнт, $\eta_T = 0,95$.

Температурний напір по поверхні нагріву теплообмінника

Температура гарячого теплоносія — водяної пари що конденсується — залишається незмінною і рівною T'_s К. Відповідно, температурний напір у теплообміннику буде однаковий по всій його поверхні і рівним

$$\Delta T = T'_s - T_2, \text{К}$$

Коефіцієнт тепловіддачі α_2 з боку киплячої суміші газів

Для бульбашкового режиму кипіння у великому об'ємі α_2 [Вт/(м²·К)] можна визначити з наступної залежності, запропонованої Кружиліним:

$$\alpha_2 = 7,77 \cdot 10^{-2} \left(\frac{\rho_n r}{\rho_p - \rho_n} \right)^{0,033} \left(\frac{\rho_p}{\sigma} \right)^{0,33} \frac{\lambda_p^{0,75}}{\mu_p^{0,45} c_{p_p}^{0,12} T_s^{0,37}} \cdot q^{0,7}$$

де ρ_n, ρ_p — відповідно густини парової і рідинної фаз, кг/м³; r — теплота пароутворення, Дж/кг; σ — поверхневий натяг на границі розділу між рідиною і паром, Н/м або кг/с²; λ_p — теплопровідність рідини, Вт/(м·К); μ_p — коефіцієнт динамічної в'язкості рідини, Па·с; c_{p_p} — теплоємність рідини, Дж/(кг·К); T_s — температура кипіння флегми, К; q — теплонапруження поверхні нагріву, Вт/м².

Всі фізичні параметри в формулі визначаються при температурі кипіння флегми $T_s = T_2 = 383\text{ К}$.

Густину парової фази визначимо з рівняння Менделєєва - Клапейрона :

$$\rho_n = \rho_0 \frac{T_0}{T_s} \cdot \frac{\pi}{\pi_0}$$

де ρ_0 — густина пари при нормальних умовах, кг/м³; $T_0 = 273\text{ К}$;
 $\pi = 1,47 \cdot 10^6\text{ Па}$ — тиск у випарнику; $\pi_0 = 98,1 \cdot 10^3\text{ Па}$;

Маємо:

$$\rho_0 = \frac{M_{\text{сум}}}{22,4}, \text{ кг/м}^3$$

Відносну густину рідини (залишку) можна визначити за формулою Мамедова:

$$\rho_{277}^{293} = \frac{0,590 \cdot M_{\text{сум}} - 6,479}{0,693 \cdot M_{\text{сум}} + 7,581}$$

де $M_{\text{сум}}$ (визначена вище).

Після цього за відомими формулами або графікам неважко визначити густину залишку при температурах:

$$T_2 = 383\text{ К} \quad \rho_p, \text{ кг/м}^3$$

$$T = 288 \text{ K} \quad \rho_p, \text{ кг/м}^3$$

Теплоту пароутворення знайдемо як різницю ентальпій парової і рідинної фаз:

$$r = q_{T_2}^{II'} - q_{T_2}^{P'} \text{ Дж/кг}$$

Поверхневий натяг (в Н/м) на межі розділу пара–рідина визначимо за формулою Етвіша:

$$\sigma = \frac{21,2 \cdot 10^{-6}}{\left(\frac{M}{\rho_p}\right)^{2/3}} (T_{кр} - T_s - \delta)$$

де $M_{сум}$ – середня молекулярна маса залишку; ρ_p кг/м³ – густина залишку при температурі $T_2 = 383 \text{ K}$; $T_{кр}$ – критична температура залишку, К; $T_s = T_2$ К; δ – постійна, рівна 7 К.

Знайдемо псевдокритичну температуру залишку по критичним температурам компонентів і їх мольним долям в залишку:

Значення x_1, x_2 – мольних долей компонентів в залишку наведені в таблиці 1.

Отримаємо:

$$T_{кр} = T_{кр1} \cdot x_1 + T_{кр2} \cdot x_2, \text{ K}$$

Коефіцієнт теплопровідності рідини (залишку) обчислимо за формулою:

$$\lambda_p = \frac{0,1346}{\rho_{288}^{288}} (1 - 0,00047 \cdot T_2), \text{ Вт/(м} \cdot \text{K)}$$

Коефіцієнт динамічної в'язкості рідини (залишку) як для суміші неасоційованих рідин можна визначити за формулою [10, с. 42]:

$$\lg \mu_s = x_1' \lg \mu_1 + x_2' \lg \mu_{23}$$

де μ_1, μ_2 — коефіцієнти динамічної в'язкості компонентів рідини (залишку).

Попередньо знайдемо для кожного з компонентів залишку значення μ при 383 К.

З графіка [11, с. 482] маємо для пропану (C_3H_8) при двох довільно взятих температурах:

$$T' = 320 \text{ К} \quad \mu' = 8 \cdot 10^{-6} \cdot 9,81 = 78,5 \cdot 10^{-6} \text{ Па} \cdot \text{с}$$

$$T'' = 340 \text{ К} \quad \mu'' = 7 \cdot 10^{-6} \cdot 9,81 = 68,6 \cdot 10^{-6} \text{ Па} \cdot \text{с}$$

Для подальших розрахунків використаємо формулу:

$$\lg \frac{\mu'}{\mu''} = C \left(\frac{1}{T'} - \frac{1}{T''} \right)$$

Тут C — деяка постійна величина, яку легко можна знайти із цієї залежності:

$$C = \frac{T' T'' \lg \frac{\mu'}{\mu''}}{T'' - T'}$$

Користуючись цією ж формулою, визначимо μ_1 при $T_2 = 383 \text{ К}$:

$$\lg \frac{78,5 \cdot 10^{-6}}{\mu_1} = 315 \left(\frac{1}{320} - \frac{1}{383} \right) = 0,162$$

звідки $\mu_1 = 54 \cdot 10^{-6} \text{ Па} \cdot \text{с}$.

З того ж графіка [11, с. 482] маємо для бутану (C_4H_{10}):

$$\text{при } 290 \text{ К} \quad \mu' = 18 \cdot 10^{-6} \cdot 9,81 = 176,5 \cdot 10^{-6} \text{ Па} \cdot \text{с}$$

$$\text{при } 310 \text{ К} \quad \mu'' = 15 \cdot 10^{-6} \cdot 9,81 = 147 \cdot 10^{-6} \text{ Па} \cdot \text{с}$$

Розрахунки, аналогічно зроблені для пропану, дають:

$$C = 366 \quad \mu_2 = 8,1 \cdot 10^{-6} \cdot 9,81 = 89,3 \cdot 10^{-6} \text{ Па} \cdot \text{с}$$

Тепер за формулою, наведеною вище, знайдемо коефіцієнт динамічної в'язкості для рідкого залишку у випарнику при $T_2 = 383 \text{ K}$:

$$\lg \mu_s = 0,04 \lg 54 \cdot 10^{-6} + 0,655 \lg 89,3 \cdot 10^{-6}$$

звідки

$$\mu_s = \dots \text{ Па} \cdot \text{с}.$$

Теплоємність рідкої фази знайдемо по формулі:

$$c_{p_p} = \frac{1}{\sqrt{\rho_{288}^{288}}} (0,762 + 0,0034 T_2), \text{ Дж}/(\text{кг} \cdot \text{K})$$

Таким чином, в залежності від теплонапруги поверхні нагріву випарника коефіцієнт тепловіддачі $[\text{Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{K})]$ з боку флегми буде виражатися формулою:

$$\alpha_2 = 7,77 \cdot 10^{-2} \left(\frac{\rho_i \Gamma}{\rho_\delta - \rho_i} \right)^{0,033} \left(\frac{\rho_\delta}{\sigma} \right)^{0,33} \frac{\lambda_\delta^{0,75}}{\mu_\delta^{0,45} \tilde{n}_{\delta_\delta}^{0,12} T_s^{0,37}} \cdot q^{0,7} = f(q^{0,7})$$

Коефіцієнт тепловіддачі α_1 з боку водяної пари що конденсується

Для випадку конденсації водяної пари всередині горизонтальних труб запропоновано рівняння :

$$Nu = c \cdot \text{Re}_\kappa^{0,5} \Pi_\sigma^{0,3} \Pi_\gamma^{0,3} \left(\frac{l}{d_\delta} \right)^{0,33}$$

яке в робочому вигляді записується так:

$$\alpha_1 = 1,36 A \cdot q^{0,5} l^{0,35} d_\delta^{-0,25}, \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{K}).$$

де $A = \varphi(T_{cp})$ — коефіцієнт, який залежить від середньої температури конденсату і визначається з графіка або залежності: $A = -0,0333 \cdot T_{cp} + 20,833$; q — теплове навантаження поверхні нагріву випарника, $\text{Вт}/\text{м}^2$; l — довжина труби, м; d_δ — внутрішній діаметр труби, м.

Середня температура конденсату рівна:

$$T_{cp} = 0,5(T'_s + T_{\omega 1})$$

де T'_s – температура насиченої пари, К; $T_{\omega 1}$ – температура стінки з боку пари що конденсується, К.

Температура $T_{\omega 1}$, як правило, мало відрізняється від T'_s , тому без великої похибки можна приймати

$$T_{cp} \approx T'_s \approx T_{\omega 1}.$$

Коефіцієнт теплопередачі

З урахуванням опору стінки і забруднення її з обох поверхонь коефіцієнт теплопередачі визначимо з рівняння:

$$k = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_{cm}}{\lambda_{cm}} + \frac{\delta_1}{\lambda_1} + \frac{\delta_2}{\lambda_2} + \frac{1}{\alpha_2}}$$

де $\delta_{cm} = 0,0025$ м — товщина стінки труби;

$\lambda_{cm} = 33,53$ Вт/(м·К) — коефіцієнт теплопровідності матеріалу стінки труби;

$\frac{\delta_1}{\lambda_1} = 0,000215$ (м²·К)/Вт — тепловий — приймається як середнє значення для

водяної пари і м'якої води;

$\frac{\delta_2}{\lambda_2} = 0,0006$ (м²·К)/Вт — тепловий опір забруднення зовнішньої поверхні

труби, — приймається як для світлого нафтопродукту.

Так як α_1 та α_2 є функціями теплонапруги q , величина якої невідома, то розрахунок k проводимо методом поступового наближення. Приймаємо різні значення q і для кожного з них знаходимо α_1 , α_2 , k та ΔT_{cp} . Результати розрахунку зводимо до таблиці 5.1. Будуємо графік залежності $\Delta T_{cp} = f(q)$, вибираємо необхідну різницю ΔT_{cp} , розраховуємо α_1 , α_2 , k .

Таблиця 4.1 - Результати розрахунку

Величини	Результати розрахунків		
	1	2	3
q , Вт/м ² (приймається)			
$\alpha_1 = f(q^{0,5})$, Вт/(м ² ·К)			
$\alpha_2 = f(q^{0,7})$, Вт/(м ² ·К)			
k , Вт/(м ² ·К)			
$\Delta T_{cp} = \frac{q}{k}$, К			

Поверхня теплообміну кип'ятильника

Розрахункова поверхня теплообміну:

$$F_p = \frac{Q_p}{q}, \text{м}^2$$

Після чого за таблицею 3.13 обираємо підходящий теплообмінник.

Температура на внутрішній поверхні труби

Температуру визначимо з рівняння

$$T_{\omega 1} = T_s - q \left(\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_1}{\lambda_1} \right),$$

Якщо $T_{cp} < T_s$ в межах 5%, отримані результати знаходяться у межах технічного розрахунку.

4.3 Приклад розрахунку

Таблиця 1 – Мольні долі сировини

Потік	Позначення	Склад		Число молей на 100 моль сировини, N	T, K
		компоненти	Мольна доля, C		
кубовий залишок з колони	$R + V_R$	C_3H_8 C_4H_{10}	0,1 0,9	158,4	375

Суміш нафтопродуктів

витрати, G, кг/год 30000

тиск, P, МПа 1,4

температура на вході, T_1 , K 375

температура на виході , T_2 , K 383

Водяна пара:

тиск, P, МПа 0,476

температура на вході, $T_{\text{пари води}}$, K 423

Геометричні параметри труб:

зовнішній діаметр трубки, d, м 0,025

внутрішній діаметр трубки, d, м 0,021

Теплове навантаження кип'ятильника

Ця величина визначається з рівняння теплового балансу кип'ятильника.

$$(G) q_{T_1}^p + Q_p' = G \cdot q_{T_2}^p + G q_{T_2}^n$$

де Q_p' — витрати теплоти у кип'ятильника (теплове навантаження), кДж на 100 кмоль сировини; R та V_{R+V_R} — витрати потоку, кмоль на 100 кмоль сировини; $q_{T_1}^p$, $q_{T_2}^p$, $q_{T_2}^n$ — ентальпії потоків при відповідних температурах, кДж/кмоль:

$$q_{T_1}^{p'} = q_{375}^{p'} = 24436 \text{ кДж/кмоль};$$

$$q_{T_2}^{p'} = q_{383}^{p'} = 26248 \text{ кДж/кмоль};$$

$$q_{T_2}^{n'} = q_{383}^{n'} = 39300 \text{ кДж/кмоль}$$

Попередньо знайдемо середні молекулярні маси потоків:

$$\begin{aligned} M_{\text{сум}} &= M_{\text{C}_3\text{H}_8}^{R+V} \cdot C_{\text{C}_3\text{H}_8}^{R+V} + M_{\text{C}_4\text{H}_{10}}^{R+V} \cdot C_{\text{C}_4\text{H}_{10}}^{R+V} = \\ &= (12 \cdot 3 + 8 \cdot 1) \cdot 0,1 + (12 \cdot 4 + 10 \cdot 1) \cdot 0,9 = 44 \cdot 0,1 + 58 \cdot 0,9 = 56,6 \end{aligned}$$

Тоді, кДж на 100 кмоль сировини:

$$\begin{aligned} Q_p' &= M_{\text{сум}} \cdot q_{T_2}^p + M_{\text{сум}} \cdot q_{T_2}^n - M_{\text{сум}} \cdot q_{T_1}^p = \\ &= 56,6 \cdot 26,25 + 56,6 \cdot 39,3 - 56,6 \cdot 24,44 = \\ &= 2326,94 \end{aligned}$$

Число молів сировини, що подається до колони:

$$G_1 = \frac{G}{M_{\text{сум}}} = \frac{30000}{56,6} = 530 \text{ кмоль/год}$$

Годинна витрата теплоти у випарнику:

$$Q_p = Q_p' \frac{G_1}{100} = 2326,94 \cdot \frac{530}{100} = 12332,78, \text{кВт}$$

В якості гарячого теплоносія у теплообміннику використовується водяна пара.

Суміш газів, яка поступає у теплообмінник, нагрівається від T_1 5 К до T_2 К і випарюється за рахунок теплоти конденсації водяної пари. На основі даних промислової експлуатації аналогічних випарників і з метою забезпечення достатнього температурного напору при теплопередачі від конденсуючої водяної пари. Витрати пари визначимо з наступної рівності:

$$z = \frac{Q_p}{r\eta_T} = \frac{12332,78}{2114,4 \cdot 0,95} = 6,14$$

де Z — витрати гріючої пари, кг/год; $r=2114,4$ кДж/кг — теплота пароутворення, (додаток Б); η_T — коефіцієнт, $\eta_T = 0,95$.

Температурний напір по поверхні нагріву теплообмінника

Температура гарячого теплоносія — водяної пари, що конденсується — залишається незмінною і рівною T'_s К. Відповідно, температурний напір у теплообміннику буде однаковий по всій його поверхні і рівним

$$\Delta T = T'_s - T_2 = 423 - 383 = 40, \text{ К}$$

Коефіцієнт тепловіддачі α_2 з боку киплячої суміші газів

Для бульбашкового режиму кипіння у великому об'ємі α_2 [Вт/(м²·К)] можна визначити з наступної залежності, запропонованої Кружиліним:

$$\alpha_2 = 7,77 \cdot 10^{-2} \left(\frac{\rho_n r}{\rho_p - \rho_n} \right)^{0,033} \left(\frac{\rho_p}{\sigma} \right)^{0,33} \frac{\lambda_p^{0,75}}{\mu_p^{0,45} c_{p_p}^{0,12} T_s^{0,37}} \cdot q^{0,7}$$

де ρ_n, ρ_p — відповідно густини парової і рідинної фаз, кг/м³; r — теплота пароутворення, Дж/кг; σ — поверхневий натяг на границі розділу між рідиною і паром, Н/м або кг/с²; λ_δ — теплопровідність рідини, Вт/(м·К); μ_p — коефіцієнт динамічної в'язкості рідини, Па·с; c_{p_p} — теплоємність рідини, Дж/(кг·К); T_s — температура кипіння флегми, К; q — тепловий напруження поверхні нагріву, Вт/м².

Всі фізичні параметри в формулі визначаються при температурі кипіння флегми $T_s = T_2 = 383 \text{ К}$.

Густину парової фази визначимо з рівняння Менделєєва - Клапейрона:

$$\rho_n = \rho_0 \frac{T_0}{T_s} \cdot \frac{\pi}{\pi_0} = 2,53 \cdot \frac{273}{383} \cdot \frac{1,47 \cdot 10^6}{98,1 \cdot 10^3} = 27,03$$

де ρ_0 – густина пари при нормальних умовах, кг/м^3 ; $T_0 = 273 \text{ К}$;
 $\pi = 1,47 \cdot 10^6 \text{ Па}$ – тиск у випарнику; $\pi_0 = 98,1 \cdot 10^3 \text{ Па}$;

Маємо:

$$\rho_0 = \frac{M_{\text{сум}}}{22,4} = \frac{56,6}{22,4} = 2,53, \text{кг/м}^3$$

Відносну густину рідини (залишку) можна визначити за формулою Мамедова:

$$\rho_{277}^{293} = \frac{0,590 \cdot M_{\text{сум}} - 6,479}{0,693 \cdot M_{\text{сум}} + 7,581} = \frac{0,590 \cdot 56,6 - 6,479}{0,693 \cdot 56,6 + 7,581} = 0,58$$

де $M_{\text{сум}}$ (визначена вище).

Після цього за відомими формулами або графікам неважко визначити густину залишку при температурах:

$$T_2 = 383 \text{ К} \quad \rho_p = 528 \text{ кг/м}^3$$

$$T = 288 \text{ К} \quad \rho_p = 602, \text{ кг/м}^3$$

Теплоту пароутворення знайдемо як різницю ентальпій парової і рідинної фаз:

$$q_{T_1}^{p'} = q_{375}^{p'} = 24,436 \text{ кДж/кмоль};$$

$$q_{T_2}^{p'} = q_{383}^{p'} = 26,248 \text{ кДж/кмоль};$$

$$q_{T_2}^{n'} = q_{383}^{n'} = 39,3 \text{ кДж/кмоль}$$

$$r = q_{T_2}^{n'} - q_{T_2}^{p'} = 39,3 - 26,248 = 13,052 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг}$$

Поверхневий натяг (в Н/м) на межі розділу пара–рідина визначимо за формулою Етвіша:

$$\sigma = \frac{21,2 \cdot 10^{-6}}{\left(\frac{M_{\text{сум}}}{\rho_p}\right)^{2/3}} (T_{\text{кр}} - T_s - \delta) = \frac{21,2 \cdot 10^{-6}}{\left(\frac{56,6}{528}\right)^{2/3}} (420,26 - 383 - 7) = 0,0028$$

де $M_{\text{сум}}$ – середня молекулярна маса залишку; ρ_p кг/м³ – густина залишку при температурі $T_2 = 383\text{K}$; $T_{\text{кр}}$ – критична температура залишку, К; $T_s = T_2$ К; δ – постійна, рівна 7 К.

Знайдемо псевдокритичну температуру залишку по критичним температурам компонентів і їх мольним долям в залишку:

Значення x_1, x_2 – мольних долей компонентів в залишку наведені в таблиці 1.

Отримаємо:

$$T_{\text{кр}} = T_{\text{кр}1} \cdot x_1 + T_{\text{кр}2} \cdot x_2 = 368,6 \cdot 0,1 + 426 \cdot 0,9 = 420,26 \text{ К}$$

Коефіцієнт теплопровідності рідини (залишку) обчислимо за формулою:

$$\lambda_p = \frac{0,1346}{\rho_{288}^{288}} (1 - 0,00047 \cdot T_2) = \frac{0,1346}{0,602} (1 - 0,00047 \cdot 383) = 0,183, \text{Вт/(м} \cdot \text{К)}$$

Коефіцієнт динамічної в'язкості рідини (залишку) як для суміші неасоційованих рідин можна визначити за формулою [11]:

$$\lg \mu_s = x'_1 \lg \mu_1 + x'_2 \lg \mu_{23}$$

де μ_1, μ_2 – коефіцієнти динамічної в'язкості компонентів рідини (залишку).

Попередньо знайдемо для кожного з компонентів залишку значення μ при 383 К.

З графіка [11] маємо для пропану (C_3H_8) при двох довільно взятих температурах:

$$T' = 320 \text{ К} \quad \mu' = 8 \cdot 10^{-6} \cdot 9,81 = 78,5 \cdot 10^{-6} \text{ Па} \cdot \text{с}$$

$$T'' = 340 \text{ K} \quad \mu'' = 7 \cdot 10^{-6} \cdot 9,81 = 68,6 \cdot 10^{-6} \text{ Па} \cdot \text{с}$$

Для подальших розрахунків використаємо формулу:

$$\lg \frac{\mu'}{\mu''} = C \left(\frac{1}{T'} - \frac{1}{T''} \right)$$

Тут C — деяка постійна величина, яку легко можна знайти із цієї залежності:

$$C = \frac{T' T'' \lg \frac{\mu'}{\mu''}}{T'' - T'} = \frac{320 \cdot 340 \cdot \lg \frac{78,5 \cdot 10^{-6}}{68,6 \cdot 10^{-6}}}{340 - 320} = 315$$

Користуючись цією ж формулою, визначимо μ_1 при $T_2 = 383 \text{ K}$:

$$\lg \frac{78,5 \cdot 10^{-6}}{\mu_1} = 315 \left(\frac{1}{320} - \frac{1}{383} \right) = 0,162$$

звідки $\mu_1 = 54 \cdot 10^{-6} \text{ Па} \cdot \text{с}$.

З того ж графіка [11] маємо для бутану (C_4H_{10}):

$$\text{при } 290 \text{ K} \quad \mu' = 18 \cdot 10^{-6} \cdot 9,81 = 176,5 \cdot 10^{-6} \text{ Па} \cdot \text{с}$$

$$\text{при } 310 \text{ K} \quad \mu'' = 15 \cdot 10^{-6} \cdot 9,81 = 147 \cdot 10^{-6} \text{ Па} \cdot \text{с}$$

Розрахунки, аналогічно зроблені для пропану, дають:

$$C = 366 \quad \mu_2 = 8,1 \cdot 10^{-6} \cdot 9,81 = 89,3 \cdot 10^{-6} \text{ Па} \cdot \text{с}$$

Тепер за формулою, наведеною вище, знайдемо коефіцієнт динамічної в'язкості для рідкого залишку у випарнику при $T_2 = 383 \text{ K}$:

$$\lg \mu_s = 0,04 \lg 54 + 0,655 \lg 89,3$$

звідки

$$\mu_s = 22,23 \cdot 10^{-6} \text{ Па} \cdot \text{с}.$$

Теплоємність рідкої фази знайдемо по формулі, Дж/(кг·К):

$$c_{p_p} = \frac{1}{\sqrt{\rho_{288}^{288}}} (0,762 + 0,0034T_2) = \frac{1}{\sqrt{0,602}} (0,762 + 0,0034 \cdot 383) = 2662$$

Таким чином, в залежності від теплонапруги поверхні нагріву випарника коефіцієнт тепловіддачі [в Вт/ (м²·К)] з боку флегми буде виражатися формулою:

$$\alpha_2 = 7,77 \cdot 10^{-2} \left(\frac{\rho_n \Gamma}{\rho_p - \rho_n} \right)^{0,033} \left(\frac{\rho_p}{\sigma} \right)^{0,33} \frac{\lambda_p^{0,75}}{\mu_p^{0,45} c_{p_p}^{0,12} T_s^{0,37}} \cdot q^{0,7} = f(q^{0,7})$$

$$\alpha_2 = 7,77 \cdot 10^{-2} \left(\frac{27,03 \cdot 2114,4}{528 - 27,03} \right)^{0,033} \times$$

$$\times \left(\frac{528}{0,0028} \right)^{0,33} \frac{0,183^{0,75}}{(22,23 \cdot 10^{-6})^{0,45} 2662^{0,12} 383^{0,37}} \cdot q^{0,7} = 4,04 q^{0,7}$$

Коефіцієнт тепловіддачі α_1 з боку водяної пари що конденсується

Для випадку конденсації водяної пари всередині горизонтальних труб запропоновано рівняння :

$$Nu = c \cdot Re_{\kappa}^{0,5} \Pi_{\sigma}^{0,3} \Pi_{\gamma}^{0,3} \left(\frac{l}{d_g} \right)^{0,33}$$

яке в робочому вигляді записується так:

$$\alpha_1 = 1,36 A \cdot q^{0,5} l^{0,35} d_g^{-0,25} \quad , \text{Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

де $A = \varphi(T_{cp})$ — коефіцієнт, який залежить від середньої температури конденсату і визначається з графіка або залежності: $A = -0,0333 \cdot T_{cp} + 20,833$; q — теплове навантаження поверхні нагріву випарника, Вт/м²; l — довжина труби, м; d_g — внутрішній діаметр труби, м.

Середня температура конденсату рівна:

$$T_{cp} = 0,5(T_s' + T_{\omega 1})$$

де T_s' — температура насиченої пари, К; $T_{\omega 1}$ — температура стінки з боку пари що конденсується, К.

Температура $T_{\omega 1}$, як правило, мало відрізняється від T_s' , тому без великої похибки можна приймати

$$T_{cp} \approx T_s' \approx T_{\omega 1}.$$

Коефіцієнт теплопередачі

З урахуванням опору стінки і забруднення її з обох поверхонь коефіцієнт теплопередачі визначимо з рівняння:

$$k = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_{cm}}{\lambda_{cm}} + \frac{\delta_1}{\lambda_1} + \frac{\delta_2}{\lambda_2} + \frac{1}{\alpha_2}}$$

де $\delta_{cm} = 0,0025 \text{ м}$ — товщина стінки труби; $\lambda_{cm} = 33,53 \text{ Вт/(м·К)}$ — коефіцієнт теплопровідності матеріалу стінки труби; $\frac{\delta_1}{\lambda_1} = 0,000215 \text{ (м}^2\cdot\text{К)/Вт}$ — тепловий — приймається як середнє значення для водяної пари і м'якої води; $\frac{\delta_2}{\lambda_2} = 0,0006 \text{ (м}^2\cdot\text{К)/Вт}$ — тепловий опір забруднення зовнішньої поверхні труби, — приймається як для світлого нафтопродукту.

Так як α_1 та α_2 є функціями теплонапруги q , величина якої невідома, то розрахунок k проводимо методом поступового наближення. Приймаємо різні значення q і для кожного з них знаходимо α_1 , α_2 , k та ΔT_{cp} . Результати розрахунку зводимо до таблиці 2. Будуємо графік залежності $\Delta T_{cp} = f(q)$, вибираємо необхідну різницю $\Delta T_{cp} = 40^\circ\text{C}$, розраховуємо α_1 , α_2 , k .

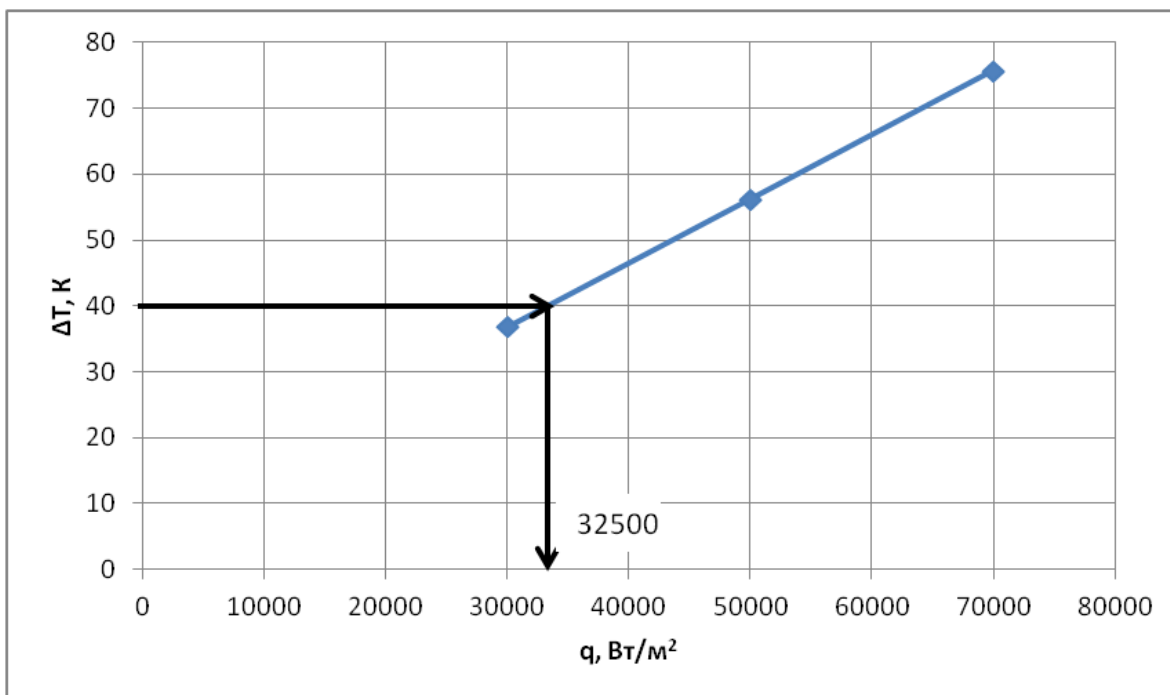


Рисунок 4.1 - графік залежності $\Delta T_{cp} = f(q)$

Таблиця 4.2 - Результати розрахунку

Величини	Результати розрахунків		
	1	2	3
q , Вт/м ² (приймається)	30000	50000	70000
$\alpha_1 = 42q^{0,5}$, Вт/(м ² ·К)	7266	9408	11088
$\alpha_2 = 4,04q^{0,7}$, Вт/(м ² ·К)	5050	7864	9953
k , Вт/(м ² ·К)	816	890	925
$\Delta T_{cp} = \frac{q}{k}$, К	36,76	56,18	75,68

Поверхня теплообміну кип'ятильника

Розрахункова поверхня теплообміну:

$$F_p = \frac{Q_p}{q} = \frac{12332780}{32500} = 379,5, \text{м}^2$$

Приймаємо шестиходовий теплообмінник [12] з діаметром корпусу 1200 мм. Цей апарат має поверхню теплообміну $F = 388 \text{ м}^2$, трубний пучок з 1544 трубок діаметром 20 мм та довжиною 4 м.

Температура на внутрішній поверхні труби

Температуру визначимо з рівняння, К:

$$T_{\omega 1} = T_s - q \left(\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_1}{\lambda_1} \right) = 383 - 32500 \left(\frac{1}{7572} + 0,000215 \right) = 372$$

Тоді середня температура конденсату рівна:

$$T_{cp} = 0,5(383 + 372) = 377,5$$

При визначенні коефіцієнта тепловіддачі α_1 значення А було взято при температурі $T_s = 383 \text{ К}$. Тобто $T_{cp} < T_s$ на 2%, що знаходиться у межах технічного розрахунку.

Висновок: приймаємо шестиходовий кип'ятильник діаметром 1,2 м, з поверхнею теплообміну $F = 388 \text{ м}^2$, трубним пучком з 1544 трубок діаметром 20 мм та довжиною 4 м.

4.4 Завдання для розрахунку кип'ятильника

Таблиця 4.3 – Мольні долі сировини

Потік	Позначення	Склад		Число молей на 100 моль сировини, N	Т, К
		компоненти	Мольна доля, С		
кубовий залишок колони	3 $R + V_R$	C_3H_8	1-х	158,4	375
		C_4H_{10}	$X=n*0,03$		

Суміш нафтопродуктів

витрати

$$G = 1000 \cdot n \text{ кг/год}$$

тиск, Р, МПа

1,4

температура на вході, T_1 , К

375

температура на виході, T_2 , К

383

Водяна пара:

тиск, Р, МПа

$$0,12 + n \cdot 0,25$$

температура на вході, $T_{\text{париводи}}$, К

Додаток Б

Геометричні параметри труб:

зовнішній діаметр трубки, d, м

0,025

внутрішній діаметр трубки, d, м

0,021

4.5 Таблиці для розрахунку кип'ятильника

Таблиця 4.4. Фізичні властивості насиченої водяної пари

Температура	Абсолютний тиск	Густина	Питома теплота пароутворення
t, K, (°C)	p, МПа	ρ , кг/м ³	r, кДж/кг
373, (100)	0,1013	0,598	2256,8
383, (110)	0,1430	0,826	2230,0
393, (120)	0,1980	1,121	2202,8
403, (130)	0,2700	1,496	2174,3
413, (140)	0,3610	1,966	2145,0
423, (150)	0,4760	2,547	2114,4

Таблиця 4.5 - Ентальпії нафтових рідин (в кДж/кг)

Т. К	Відносна щільність при 288 К							
	0,65	0,7	0,75	0,8	0,85	0,9	0,95	1
273	0	0	0	0	0	0	0	0
275	4,23	4,06	3,89	3,77	3,68	3,56	3,48	3,38
277	8,42	8,08	7,83	7,58	7,37	7,16	6,95	6,77
279	12,64	12,18	11,76	11,39	11,05	10,76	10,47	10,19
281	16,87	16,24	15,7	15,2	14,74	14,36	13,98	13,61
283	21,14	20,39	19,68	19,05	18,51	17,96	17,5	17,04
285	25,41	24,49	23,66	22,9	22,23	21,7	21,02	20,49
287	29,73	28,64	27,63	26,8	26	25,2	24,5	23,95
289	34,04	32,78	31,69	30,69	29,77	28,93	28,14	27,43
291	38,35	36,97	35,71	34,58	33,58	32,57	31,74	30,92
293	42,66	41,16	39,77	38,48	37,35	36,3	35,3	34,42
295	47,06	45,34	43,79	42,41	41,16	39,98	38,94	37,94
297	51,46	49,57	47,9	46,35	44,97	43,71	42,54	41,47
299	55,85	53,8	52	50,33	48,82	47,44	46,18	45,02
301	60,25	58,03	56,1	54,3	52,7	51,2	49,82	48,58
303	64,67	62,34	60,21	58,28	56,56	54,93	53,51	52,15

305	69,12	66,65	64,35	62,3	60,46	58,74	57,23	55,73
307	73,6	70,92	68,5	66,36	64,39	62,55	60,88	59,33
309	78,08	75,24	72,68	70,38	68,29	66,36	64,56	62,94
311	82,56	79,63	76,87	74,44	72,18	70,21	68,29	66,57
313	87,09	83,9	81,06	78,5	76,16	74,02	72,01	70,2
315	91,61	88,26	85,29	82,56	80,09	77,83	75,78	73,86
317	96,17	92,65	89,51	86,67	84,07	81,73	79,55	77,52
319	100,73	97,05	93,78	90,77	88,09	85,58	83,32	81,22
321	105,3	101,49	98,01	94,92	92,07	89,47	87,13	84,9
323	109,9	105,93	102,33	99,06	96,09	93,41	90,81	88,61
325	114,51	110,36	106,6	103,2	100,15	97,34	94,71	92,32
327	119,11	114,8	110,91	107,39	104,21	101,28	98,56	96,06
329	123,8	119,28	115,26	111,58	108,27	105,21	102,41	99,81
331	128,45	123,8	119,58	115,81	112,33	109,19	106,26	103,57
333	133,14	128,28	123,97	119,99	116,44	113,17	110,11	107,34
335	137,83	132,85	128,33	124,26	120,54	117,19	114,01	111,13
337	142,52	137,37	132,72	128,49	124,64	121,17	117,9	114,93
339	147,25	141,93	137,12	132,76	128,79	125,19	121,84	118,75
341	152,02	146,5	141,56	137,03	132,97	129,25	125,77	122,58
343	156,8	151,1	145,99	141,35	137,12	133,27	129,67	126,42
345	161,57	155,71	150,43	145,66	141,31	137,33	133,64	130,28
347	166,38	160,35	154,91	150,01	145,49	141,43	137,62	134,15
349	171,2	165	159,43	154,33	149,72	145,49	141,6	138,03
351	176,01	169,65	163,96	158,68	153,95	149,59	145,62	141,92
353	180,91	174,3	168,52	163,12	158,18	153,78	149,68	145,84
355	185,77	179,03	173,08	167,43	162,45	157,84	153,66	149,76
357	190,63	183,72	177,6	171,83	166,72	162,03	157,68	153,7
359	195,52	188,45	182,13	176,26	170,99	166,22	161,74	157,65
361	200,46	193,18	186,65	180,7	175,3	170,36	165,8	161,61
363	205,36	197,95	191,21	185,14	179,57	174,59	169,94	165,59
365	210,35	202,68	195,78	189,58	183,93	178,78	174	169,58
367	215,29	207,5	200,38	194,1	188,28	183,01	178,11	173,59
369	220,27	212,27	205,07	198,58	192,64	187,23	182,21	177,6
371	225,29	217,09	209,72	203,02	196,99	191,5	186,36	181,62
373	230,32	221,94	214,41	207,58	201,43	195,89	190,5	185,69
375	235,34	226,8	219,1	212,15	205,78	200,05	194,69	189,75

377	240,36	231,66	223,83	216,67	210,22	204,32	198,87	193,82
379	245,47	236,55	228,52	221,27	214,66	208,63	203,06	197,9
381	250,54	241,41	233,25	225,84	219,14	212,94	207,25	201,96
383	255,66	246,35	237,98	230,48	233,53	217,25	111,43	206,95
385	260,84	251,33	242,75	235,09	228,01	221,61	215,66	210,24
387	265,9	256,23	247,52	239,65	232,49	215,96	219,93	214,39
389	271,05	261,17	252,34	244,3	237,02	230,4	224,2	218,54
391	276,25	266,16	257,11	248,99	241,54	234,75	228,47	222,71
393	281,4	271,18	261,97	253,64	246,06	239,15	232,74	226,89
395	286,63	276,2	266,83	258,37	250,66	243,59	237,1	231,09
397	291,86	281,23	271,68	263,06	255,23	247,98	241,41	235,29
399	297,1	286,29	276,58	267,75	259,79	252,46	245,72	239,52
401	302,33	291,36	281,48	272,52	264,4	256,94	250,08	243,76
403	307,6	296,43	286,38	277,29	269	261,42	254,43	248,01
405	312,92	301,53	291,28	282,02	273,61	265,9	258,83	252,27
407	318,62	306,64	296,22	286,84	278,26	270,43	263,22	256,54
409	323,51	311,75	301,2	291,61	282,9	274,95	267,62	260,83
411	328,87	316,9	306,14	301,24	287,59	279,47	272,02	265,13
413	334,23	322,05	311,12	306,1	292,28	284,03	276,45	269,44
415	339,59	327,2	316,15	310,95	296,97	288,55	280,89	273,78
417	345,24	332,68	321,17	315,81	301,66	293,41	285,37	278,13
419	350,39	337,62	326,19	320,71	306,39	297,77	289,81	282,49
421	355,84	342,86	331,22	325,61	311,08	302,37	294,29	286,86
423	358,81	348,09	336,28	330,55	315,89	307,02	298,81	291,25
425	366,72	353,37	341,39	335,49	320,67	311,62	303,33	295,64
427	372,16	358,64	346,46	340,43	325,44	316,27	307,86	300,06
429	377,65	363,92	351,61	345,37	330,26	320,96	312,38	304,48
431	383,18	369,28	356,76	350,35	335,07	325,65	316,94	308,92
433	388,7	374,55	361,87	355,38	339,88	330,34	321,5	313,35
435	392,55	379,91	367,02	360,36	344,78	335,03	326,11	317,84
437	399,8	385,23	372,21	360,36	349,64	339,76	330,67	322,32
439	405,37	390,63	377,4	365,38	354,6	344,49	335,32	326,81
441	410,98	395,99	382,51	370,41	359,35	349,26	339,93	331,32
443	416,59	401,43	387,82	375,51	364,29	353,99	344,57	335,84
445	422,07	406,83	393,02	380,54	369,19	358,73	349,22	340,38
447	427,85	412,27	38,29	385,65	374,13	363,58	353,87	344,93

449	433,5	417,76	404,4	390,59	379,07	368,4	358,56	349,49
451	439,15	423,2	408,84	395,86	384,06	373,21	363,25	354,06
453	444,85	428,69	414,12	401,01	389	378,03	367,98	358,65
455	450,58	434,21	419,48	406,12	394,02	382,88	372,67	363,25
457	456,32	439,74	424,79	411,31	399,04	387,78	377,44	367,87
459	462,1	445,27	430,15	416,46	404,07	392,64	382,17	372,5
461	467,79	450,79	437,98	421,65	409,09	397,54	386,94	377,14
463	473,57	456,36	440,87	426,89	414,16	402,44	391,72	381,8
465	479,39	461,97	446,27	432,08	419,22	407,38	396,53	386,47
467	485,17	467,54	451,67	437,31	424,29	412,32	401,31	391,15
469	490,99	473,19	457,12	442,59	429,52	417,26	406,12	395,85
471	496,85	478,8	462,56	447,86	434,51	422,24	410,98	400,56
473	502,71	484,41	467,96	453,14	439,61	427,26	415,79	405,28
475	508,57	489,27	473,49	458,41	444,76	432,25	420,69	410,02
477	514,47	495,63	478,97	463,73	449,91	437,19	425,69	414,77
479	520,38	501,5	484,46	469,09	455,11	442,29	430,45	419,48
481	526,24	507,19	489,91	474,34	460,19	447,25	435,28	424,26
483	532,27	512,84	495,44	479,7	465,38	452,32	440,18	429,05
485	538,21	518,62	500,96	485,06	470,61	457,3	445,12	433,85
487	544,2	524,44	506,53	490,46	475,85	462,45	450,06	438,67
489	550,19	527,7	512,06	495,9	481,08	467,52	455,04	443,5
491	556,22	535,83	517,71	501,26	486,31	472,58	459,98	448,35
493	562,25	541,73	523,32	506,7	491,9	477,77	465,96	453,21
495	568,27	547,59	528,89	512,18	496,9	483,17	469,99	458,08
497	574,3	553,41	534,62	517,62	502,18	488,07	475,05	462,96
499	580,42	559,32	540,27	523,11	507,49	493,22	479,95	467,87
501	586,49	565,22	545,92	528,59	512,73	498,41	485,06	472,78
503	592,85	571	551,7	534,19	518,24	503,67	490,19	477,78
505	598,71	576,82	557,43	539,72	523,6	508,86	495,26	482,72
507	604,99	582,89	563,13	545,25	529	514,29	500,32	487,67
509	611,27	588,87	568,86	550,82	534,36	519,29	505,43	492,64
511	617,13	594,78	574,6	556,34	539,76	524,52	510,54	497,62
513	623,25	600,76	580,37	561,95	545,21	529,8	515,65	502,62
515	629,7	606,75	586,15	567,56	550,61	535,07	520,8	507,62
517	635,98	612,78	591,97	573,17	556,09	540,39	525,95	512,65
519	642,26	618,81	597,79	578,74	561,53	545,67	531,14	517,68

521	648,54	624,84	603,61	584,44	567,02	550,98	536,29	522,74
523	654,82	630,83	609,43	589,92	572,5	556,55	541,52	527,8
525	-	-	615,33	595,87	578,03	561,79	546,71	532,88
527	-	-	621,2	601,48	583,56	567,14	551,95	537,96
529	-	-	627,06	607,17	589,08	572,5	557,18	543,07
531	-	-	633	612,91	594,61	577,9	562,46	548,19
533	-	-	638,95	618,64	600,18	583,35	567,69	553,32
535	-	-	644,89	624,38	605,79	588,75	571	558,47
537	-	-	650,84	630,16	611,36	594,19	578,24	563,62
539	-	-	656,87	635,93	616,97	599,55	583,35	568,79
541	-	-	662,81	644,68	622,62	605,12	588,87	573,98
543	-	-	668,8	647,57	628,23	610,6	594,65	579,18
545	-	-	674,83	653,39	633,88	616,09	599,55	584,39
547	-	-	680,86	659,21	639,58	621,61	604,91	589,62
549	-	-	686,89	665,07	645,27	627,14	610,31	594,86
551	-	-	692,92	670,98	650,96	632,67	615,67	600,11
553	-	-	699,03	676,84	656,66	638,19	621,11	605,38
555	-	-	705,14	682,7	662,39	643,76	626,56	610,66
557	-	-	711,25	688,69	668,13	649,37	631,96	615,97
559	-	-	717,41	694,55	673,91	654,64	637,4	621,24
561	-	-	723,52	701,83	679,64	660,55	642,88	626,58
563	-	-	729,68	706,52	785,46	666,2	648,33	631,91
565	-	-	735,83	712,51	691,24	671,81	653,81	637,27
567	-	-	742,07	718,54	697,06	677,47	659,3	642,63
569	-	-	748,22	724,48	702,88	683,12	664,82	648
571	-	-	754,5	730,51	708,74	688,77	670,39	653,43
573	-	-	760,74	736,58	714,6	693,67	675,92	658,79
575	-	-	766,98	742,61	720,42	700,24	681,49	664,21
577	-	-	773,26	748,68	726,37	705,85	687,01	669,64
579	-	-	779,54	754,8	732,27	711,59	692,58	675,08
581	-	-	785,82	760,87	738,18	717,45	698,19	680,54
583	-	-	792,14	766,98	744,12	723,23	703,8	686,01
585	-	-	798,47	773,14	750,02	728,88	709,45	691,49
587	-	-	804,83	779,29	756,05	734,7	715,11	696,99
589	-	-	811,19	785,44	762	740,6	720,72	702,5
591	-	-	817,6	791,6	767,94	746,42	726,41	708,03

593	-	-	824	797,84	774,06	752,33	732,15	713,61
595	-	-	830,41	803,9	780,04	758,1	737,8	719,16
597	-	-	836,77	810,27	786,07	763,97	743,53	724,72
599	-	-	843,26	816,47	792,1	769,79	749,23	730,28
601	-	-	849,75	822,75	798,17	775,77	754,96	735,9
603	-	-	856,2	828,99	804,24	781,63	760,7	741,5
605	-	-	862,48	835,27	810,36	787,54	766,48	747,12
607	-	-	869,18	841,59	816,47	793,48	772,26	752,75
609	-	-	875,88	847,91	822,58	799,43	778,12	758,4
611	-	-	882,16	854,19	828,74	805,46	783,9	764,06
613	-	-	888,86	860,51	834,85	810,15	789,71	769,74
615	-	-	895,56	866,96	840,96	817,35	795,58	775,42
617	-	-	902,26	873,33	847,24	823,46	801,4	781,12
619	-	-	908,54	879,69	853,44	829,49	807,22	786,84
621	-	-	915,24	886,09	859,68	835,52	813,08	792,56
623	-	-	921,93	892,5	865,87	841,46	818,98	798,27
625	-	-	928,21	898,95	872,15	847,62	824,88	804,02
627	-	-	934,91	905,4	878,39	853,73	830,83	809,79
629	-	-	941,61	911,84	884,67	859,8	836,73	815,57
631	-	-	948,31	918,33	890,95	865,79	842,68	821,37
633	-	-	955,01	924,82	897,23	872,03	848,66	827,18
635	-	-	961,71	931,81	903,55	878,18	854,61	833
637	-	-	968,41	937,89	909,83	885,22	860,6	838,84
639	-	-	975,52	944,42	916,24	890,49	866,63	844,69
641	-	-	982,22	950,99	922,6	896,69	872,7	850,55
643	-	-	988,92	957,52	928,97	902,88	878,64	856,43
645	-	-	995,62	964,14	935,37	909,08	884,71	862,32
647	-	-	998,13	970,71	941,78	915,32	890,74	868,23
649	-	-	1010,69	977,37	948,19	921,56	896,81	874,14
651	-	-	1016,14	983,98	954,51	927,8	902,93	880,07
653	-	-	1023,25	990,64	961,08	934,08	909	886,02
655	-	-	1029,95	997,3	967,53	940,36	915,11	891,98
657	-	-	1036,65	1003,91	973,94	946,51	921,26	897,95
659	-	-	1043,77	1010,65	980,51	952,96	927,38	903,88
661	-	-	1050,89	1017,35	987,04	969,57	933,53	909,93
663	-	-	1058	1024,05	993,53	965,64	939,73	915,95

665	-	-	1063,95	1030,79	1000,02	971,97	945,88	921,98
667	-	-	1071,4	1037,57	1006,63	978,25	952,08	928,02
669	-	-	1078,52	1044,31	1013,54	984,74	958,32	933,82
671	-	-	1085,64	1051,18	1019,78	991,1	964,56	940,14
673	-	-	1092,76	1057,92	1026,39	997,55	970,79	946,22
675	-	-	1099,45	1064,7	1032,88	1003,58	977,07	952,31
677	-	-	1106,57	1071,53	1039,58	1009,44	983,31	958,42
679	-	-	1113,69	1076,01	1046,24	1010,6	989,59	964,54
681	-	-	1120,81	1085,25	1052,81	1023,17	995,91	970,68
683	-	-	1127,92	1093,55	1059,51	1029,66	1002,19	976,83
685	-	-	1135,04	1099,04	1066,21	1036,15	1008,52	982,99
687	-	-	1142,16	1105,9	1072,91	1042,68	1014,55	989,16
689	-	-	1149,28	1112,85	1079,61	1049,21	1021,2	995,16
691	-	-	1156,39	1119,76	1086,39	1055,7	1027,57	1001,55
693	-	-	1163,64	1127,25	1093,01	1063,07	1033,55	1007,76
703	-	-	1199,77	1162,26	1126,96	1096,1	1065,62	1034,04
713	-	-	1236,28	1197,63	1161,25	1129,43	1098,07	1070,65
723	-	-	1273,21	1233,39	1195,92	1163,18	1130,86	1102,64
733	-	-	1310,51	1269,52	1210,96	1197,26	1163,97	1134,92
743	-	-	1348,19	1306,07	1266,34	1231,67	1199,94	1167,57
753	-	-	1386,25	1342,96	1302,14	1266,47	1231,3	1198,3
763	-	-	1424,77	1380,22	1338,27	1301,63	1265,46	1233,89
773	-	-	1463,62	1417,86	1374,78	1337,14	1300	1267,55
783	-	-	1502,89	1455,92	1411,66	1372,98	1334,84	1301,55
793	-	-	1542,54	1494,31	1448,88	1409,19	1370,09	1335,88
803	-	-	1582,57	1533,08	1494,02	1445,79	1405,63	1370,55
813	-	-	1623,01	1572,27	1524,5	1482,71	1441,56	1405,55
823	-	-	1663,83	1611,83	1562,39	1520,02	1477,82	1440,93

Таблиця 4.6 - Ентальпії нафтових парів (в кДж/кг)

Т. К	Відносна щільність при 288 К							
	0,65	0,7	0,75	0,8	0,85	0,9	0,95	1
323	476	464,23	452,47	440,7	428,85	417,26	405,49	393,77
325	479,39	467,25	455,82	443,97	432,12	420,36	408,63	396,83
327	482,86	471,06	459,17	447,28	435,39	423,7	411,77	399,92
329	486,34	472,94	462,56	450,63	438,65	426,64	414,95	403,06

331	489,81	477,88	465,95	453,51	441,92	429,98	418,09	406,2
333	493,33	481,36	469,34	457,32	445,22	433,33	421,32	409,34
335	496,85	484,83	472,73	460,55	448,53	436,27	424,54	412,48
337	500,41	488,18	476,17	464,19	451,88	439,61	427,89	415,67
339	503,97	491,82	479,64	467,46	455,23	442,93	430,82	418,89
341	507,52	495,34	483,12	470,85	458,46	446,31	434,17	422,03
343	511,13	498,86	486,59	474,28	461,8	449,66	437,52	424,96
345	514,31	502,42	490,07	477,71	465,15	453,01	440,87	428,31
347	518,37	505,98	493,58	481,19	468,92	456,36	444,22	431,66
349	522,01	509,99	497,14	484,66	472,27	459,71	447,57	435,01
351	525,65	513,18	500,66	488,14	475,62	463,06	450,5	438,36
353	529,34	516,78	504,22	491,66	478,97	466,41	453,85	441,71
355	532,98	520,42	507,82	495,59	482,32	470,18	457,2	444,64
357	536,71	523,69	511,38	498,73	486,09	473,52	460,97	447,99
359	540,1	527,7	514,98	502,25	489,44	476,88	463,9	451,34
361	544,16	531,39	518,62	505,81	491,79	480,23	467,67	454,69
363	547,89	535,07	522,26	509,49	496,56	483,99	471,02	458,04
365	551,65	538,8	525,9	513,01	499,9	487,34	474,36	461,39
367	555,42	542,53	529,55	516,61	503,67	490,69	477,71	464,74
369	559,23	546,25	533,23	520,21	507,02	494,46	481,06	468,08
371	563,04	550,02	536,96	523,39	510,79	497,81	484,83	471,85
373	566,85	553,79	540,64	527,54	514,14	501,16	488,18	475,2
375	570,7	557,56	544,37	531,18	517,91	504,93	491,95	478,55
377	574,56	561,32	548,09	534,86	521,68	508,28	495,3	481,9
379	578,45	565,18	551,86	538,59	525,03	512,06	498,65	485,25
381	582,59	568,99	555,63	542,27	528,79	515,4	502	489,02
383	586,24	572,84	559,44	546	532,56	519,16	505,77	492,37
385	590,13	576,73	563,25	549,77	536,33	522,93	509,12	496,14
387	594,07	580,58	567,06	553,54	539,68	526,28	512,88	499,49
389	598,04	584,48	570,87	557,31	543,45	530,05	516,65	502,84
391	601,98	588,37	574,72	561,07	547,22	533,82	520	505,77
393	606	592,35	578,57	564,88	550,98	537,59	523,77	510,79
395	609,98	596,24	582,43	568,69	554,88	541,35	527,54	513,72
397	613,91	600,22	586,32	572,5	558,18	544,28	530,89	517,07
399	618,01	604,16	590,26	576,4	562,41	548,47	534,65	520,84
401	622,08	608,18	594,19	580,25	566,22	552,24	538,42	524,61

403	626,14	612,15	598,13	584,14	570,03	556,01	542,19	527,96
405	630,2	616,17	602,27	588,04	573,89	559,78	545,96	531,72
407	634,3	620,19	606,04	591,98	577,74	563,54	549,73	535,49
409	638,4	624,29	610,06	595,87	581,59	567,31	553,5	539,26
411	642,51	628,31	614,04	599,8	585,36	571,5	556,84	543,04
413	646,65	632,37	618,06	603,74	589,33	575,27	560,61	546,38
415	650,8	636,48	622,08	607,71	593,27	578,62	564,38	550,15
417	654,98	640,58	626,14	611,65	597,16	582,8	568,57	553,91
419	659,17	644,73	630,2	615,71	601,1	586,57	572,34	557,68
421	663,36	648,87	634,26	619,69	605,08	590,76	576,1	561,45
423	667,59	653,02	638,36	623,75	609,01	594,53	579,87	565,22
425	671,81	657,16	642,47	627,77	612,99	598,29	583,64	568,99
427	676,09	661,35	646,57	631,83	617,01	602,48	588,25	572,75
429	680,36	665,58	650,71	635,89	621,03	606,25	591,6	576,52
431	684,63	669,8	654,86	639,99	625,05	610,01	595,36	580,29
433	688,9	674,03	659,04	644,1	629,07	614,2	599,13	584,48
435	693,21	678,26	663,23	648,2	633,13	617,97	603,32	588,24
437	697,56	682,53	667,42	652,34	637,15	622,16	607,09	592,01
439	701,92	686,8	671,65	656,49	641,29	626,35	611,27	596,2
441	707,15	691,12	675,83	660,68	645,35	630,11	615,04	599,97
443	710,58	695,43	680,1	664,86	649,5	634,3	618,81	603,74
445	715,02	699,74	684,37	669,05	653,6	638,49	623	607,92
447	719,42	704,05	688,65	673,24	657,75	642,67	627,18	611,17
449	723,86	708,45	692,92	677,47	661,89	646,87	630,53	615,46
451	728,29	712,8	697,23	681,7	666,08	652,72	634,72	619,23
453	732,73	717,2	701,54	685,92	670,27	654,81	639,32	623,42
455	737,21	721,6	705,9	690,24	674,45	659	643,09	627,6
457	741,69	725,99	710,25	694,51	678,68	663,19	647,28	631,79
459	746,17	730,43	714,6	698,82	682,91	667,25	651,47	635,56
461	750,69	734,87	718,96	703,13	687,18	671,44	655,65	639,74
463	755,15	739,35	723,35	707,44	691,41	675,62	659,84	643,93
465	759,78	743,83	727,79	711,8	695,68	679,81	663,61	647,7
467	764,34	748,31	732,19	716,15	700	684,04	667,8	651,89
469	768,91	752,83	736,67	720,51	704,3	688,27	671,98	656,07
471	773,51	757,35	741,1	724,9	708,62	692,54	676,17	660,26
473	778,12	761,91	745,58	729,3	712,93	696,81	680,35	664,45

475	782,76	766,44	750,06	733,37	717,28	701,04	684,54	668,21
477	787,37	771,04	754,54	738,18	721,64	705,39	688,73	672,4
479	792,02	775,61	759,07	742,61	726,03	709,71	692,92	676,59
481	796,71	780,21	763,55	747,05	730,43	714,02	697,52	680,77
483	801,4	784,86	768,15	751,53	734,83	718,41	701,71	684,96
485	806,13	789,46	772,72	756,05	739,26	722,68	705,89	689,15
487	810,82	794,11	777,28	760,53	743,7	727,08	710,08	693,33
489	815,55	798,8	781,88	765,05	748,14	731,43	714,69	697,52
491	820,32	803,45	786,49	769,62	752,62	735,83	718,87	702,13
493	825,09	808,18	791,14	774,18	757,1	740,35	723,06	706,73
495	829,87	812,87	795,74	778,7	761,58	744,66	727,67	710,5
497	834,68	817,6	800,43	783,31	766,1	749,1	731,85	714,69
499	839,45	822,33	805,08	787,91	770,5	753,58	736,16	719,29
501	844,31	827,1	809,73	792,52	775,14	758,02	740,65	723,48
503	849,17	831,88	814,46	797,13	779,62	762,5	744,83	726,83
505	854,02	836,65	819,19	801,77	786,37	767,02	749,44	732,27
507	858,88	841,46	823,92	806,46	788,88	771,5	754,04	736,46
509	863,78	846,28	828,65	811,11	793,44	776,02	758,23	740,65
511	868,68	851,09	833,42	815,8	798,09	780,59	762,84	745,25
513	873,62	855,95	838,2	820,53	802,69	785,15	767,44	749,86
515	878,56	860,85	842,97	825,22	807,34	789,71	772,05	754,04
517	883,62	863,57	848,04	830,24	812,45	794,61	776,82	759,03
519	888,48	870,6	852,6	834,72	816,68	798,88	780,84	762,84
521	893,46	875,5	857,46	839,45	821,37	803,49	785,44	767,44
523	898,44	880,44	862,31	844,27	826,06	808,14	790,05	772,05
525	903,47	884,96	867,17	849,04	830,79	812,78	794,65	776,23
527	908,49	890,32	872,06	853,86	835,52	817,43	799,26	780,84
529	913,56	895,3	876,97	858,67	840,25	822,09	803,87	785,44
531	918,63	900,29	881,87	863,49	845,02	826,77	808,47	790,05
533	923,69	905,31	886,81	868,34	850,21	831,5	813,08	794,66
535	928,8	910,34	891,75	873,24	854,57	836,19	817,68	799,26
537	933,91	915,36	896,69	878,1	859,38	840,92	822,29	803,45
539	938,68	920,43	901,42	883	864,16	850,42	831,5	813,08
541	945,63	926,87	908,16	889,44	870,73	851,97	833,26	814,54
543	949,36	930,52	911,63	892,84	873,91	855,2	836,1	817,68
545	954,51	935,67	916,66	897,78	879,14	859,97	841,13	822,29

547	959,7	940,77	921,68	902,76	883,62	864,78	845,73	826,89
549	964,89	945,92	926,71	907,7	888,52	869,6	850,45	831,5
551	970,12	951,03	931,77	912,68	893,42	874,41	855,24	836,1
553	975,36	956,22	936,88	917,7	896,44	879,27	860,01	840,71
555	980,63	961,37	941,99	922,73	903,3	884,13	864,78	845,32
557	985,48	966,56	947,05	927,75	908,24	889,02	869,52	850,34
559	991,83	971,8	952,2	932,78	913,23	893,88	874,37	854,95
561	996,46	976,99	957,35	937,84	918,21	898,82	879,23	859,55
563	1001,76	982,22	962,5	942,95	923,19	903,72	884,04	864,57
565	1007,14	987,5	967,24	948,02	928,21	908,45	888,73	869,18
567	1012,45	992,73	972,85	953,12	933,24	913,6	893,76	874,2
569	1017,81	998,05	977,58	958,23	938,26	918,54	898,66	878,81
571	1023,21	1003,33	983,27	963,38	943,33	923,52	903,55	883,83
573	1028,61	1008,64	988,5	968,53	948,39	928,51	908,45	888,44
575	1034,01	1013,96	993,74	973,72	953,5	933,53	913,35	893,46
577	1039,42	1019,32	999,01	978,87	958,61	938,56	918,29	898,07
579	1044,86	1024,68	1004,29	984,11	963,72	943,58	923,27	903,09
581	1050,34	1030,03	1009,56	989,3	968,82	948,64	928,21	907,7
583	1055,78	1035,44	1014,88	994,53	973,97	953,67	933,2	912,72
585	1061,31	1040,84	1020,2	999,77	979,12	958,78	938,18	917,77
587	1066,79	1046,28	1025,56	1005,04	984,32	963,84	943,2	922,77
589	1072,32	1051,72	1030,92	1010,69	989,51	968,95	948,23	927,8
591	1077,85	1057,17	1036,28	1015,63	994,7	974,1	953,25	932,4
593	1084,05	1063,24	1041,68	1021,49	1000,52	979,8	958,06	938,26
595	1088,99	1068,14	1047,04	1026,19	1005,17	984,36	963,38	942,45
597	1094,56	1073,62	1052,48	1031,54	1010,4	989,4	968,45	947,47
599	1100,58	1079,15	1057,88	1036,86	1015,68	994,7	973,56	952,5
601	1105,78	1086	1063,32	1042,22	1023,95	939,89	978,66	957,52
603	1111,39	1092,29	1068,81	1047,62	1026,39	1005,12	983,77	962,54
605	1117,04	1095,77	1074,25	1053,02	1031,54	1010,32	988,92	967,57
607	1122,65	1101,34	1079,78	1058,42	1036,86	1015,55	994,07	972,59
609	1128,38	1106,95	1085,26	1063,82	1042,18	1020,83	999,22	977,62
611	1134,08	1112,56	1090,79	1069,27	1047,54	1026,1	1004,41	982,64
613	1139,77	1118,17	1096,31	1074,71	1052,9	1031,08	1009,61	987,67
615	1145,51	1123,82	1101,88	1080,15	1058,3	1036,65	1014,84	993,11
617	1151,24	1129,47	1107,45	1085,68	1063,7	1041,96	1020,03	998,13

619	1156,98	1135,17	1113,65	1091,16	1069,1	1047,29	1025,26	1003,58
621	1162,76	1140,82	1118,63	1096,23	1074,54	1052,65	1030,54	1008,6
623	1168,54	1146,51	1124,24	1102,22	1079,94	1057,96	1035,81	1014,88
625	1174,44	1152,33	1129,93	1107,83	1085,51	1063,45	1041,17	1018,98
627	1180,17	1157,52	1135,5	1113,31	1090,87	1068,72	1046,35	1024,13
629	1185,99	1163,72	1141,15	1118,88	1096,35	1073,71	1051,68	1030,16
631	1191,86	1169,46	1146,8	1124,45	1101,88	1079,52	1057	1034,56
633	1197,72	1175,24	1152,5	1130,06	1107,37	1084,97	1062,36	1039,83
635	1203,58	1181,01	1158,24	1135,67	1112,89	1090,41	1067,68	1045,07
637	1209,48	1186,83	1163,93	1141,32	1118,46	1095,85	1073,08	1050,34
639	1214,59	1196,17	1172,01	1149,24	1127,5	1100,71	1082,29	1055,66
641	1220,62	1200,61	1174,73	1151,91	1128,88	1106,15	1083,17	1060,31
643	1227,28	1204,38	1181,18	1158,28	1135,17	1112,31	1089,24	1066,29
645	1233,22	1210,24	1186,96	1163,97	1140,78	1117,83	1094,68	1071,61
647	1239,21	1216,1	1192,74	1169,67	1146,39	1123,36	1100,08	1076,97
649	1245,2	1222	1198,56	1175,4	1152,04	1128,89	1105,57	1082,33
651	1251,18	1227,9	1204,37	1181,14	1157,65	1134,16	1111,01	1087,98
653	1257,21	1233,85	1210,24	1186,87	1163,3	1140,02	1116,49	1093,09
655	1263,24	1239,79	1216,1	1192,65	1169	1145,59	1121,98	1098,49
657	1269,31	1245,78	1221,96	1198,43	1174,69	1151,2	1127,5	1103,89
659	1275,38	1251,77	1227,4	1204,25	1180,38	1156,81	1133,03	1109,33
661	1281,45	1256,92	1233,72	1210,03	1186,12	1162,42	1138,56	1114,78
663	1287,57	1263,74	1239,67	1215,89	1191,86	1168,08	1144,13	1120,22
665	1293,68	1269,77	1245,57	1221,71	1197,59	1173,56	1149,65	1125,29
667	1299,79	1275,8	1251,52	1227,57	1203,37	1179	1155,26	1131,19
669	1305,95	1281,87	1257,46	1233,42	1209,15	1185,07	1160,83	1136,72
671	1312,1	1287,94	1263,45	1239,33	1214,93	1190,81	1166,44	1142,2
673	1318,3	1294,01	1269,48	1245,24	1220,75	1196,5	1172,97	1147,77
675	1324,5	1300,13	1275,47	1251,14	1226,57	1202,24	1178,58	1153,17
677	1330,7	1306,24	1281,5	1257,5	1232,39	1207,98	1183,23	1158,86
679	1336,93	1312,39	1287,52	1263,03	1238,25	1213,75	1189,05	1164,43
681	1339,78	1318,51	1293,6	1268,98	1244,41	1219,53	1194,7	1170
683	1349,41	1324,7	1299,67	1274,95	1250,12	1225,31	1200,49	1175,53
685	1355,69	1330,86	1305,74	1280,95	1255,87	1231,09	1206,09	1181,22
687	1361,97	1337,05	1311,81	1286,94	1261,82	1236,91	1211,83	1186,83
689	1368,71	1343,25	1318	1292,63	1267,72	1242,73	1217,56	1192,48

691	1374,61	1349,45	1324,08	1299	1273,67	1248,59	1223,3	1198,14
693	1381,77	1356,56	1331,03	1305,36	1280,37	1255,2	1229,79	1201,54
695	1387,3	1362,01	1336,38	1311,14	1285,6	1260,31	1234,86	1209,48
697	1393,66	1368,25	1342,54	1317,21	1291,59	1266,21	1240,67	1215,22
699	1400,02	1371,55	1348,74	1323,28	1297,57	1271,7	1246,45	1220,91
701	1406,43	1380,85	1354,93	1329,39	1303,6	1278,02	1252,27	1226,65
703	1412,84	1387,17	1361,17	1335,55	1309,63	1283,97	1258,13	1232,35
705	1419,07	1393,49	1367,4	1341,66	1315,66	1289,91	1263,95	1238,12
707	1425,73	1399,69	1373,65	1347,82	1321,73	1295,65	1269,86	1243,9
709	1432,18	1406,22	1379,93	1354,01	1327,8	1301,84	1275,72	1249,68
711	1438,67	1412,58	1386,21	1360,17	1333,87	1307,83	1281,62	1255,5
713	1445,16	1418,99	1390,49	1366,36	1340	1313,62	1287,52	1261,32
715	1451,65	1425,4	1398,81	1372,6	1346,1	1319,89	1293,43	1267,09
717	1457,84	1421,47	1405,09	1378,71	1351,92	1325,54	1298,74	1272,37
719	1467,71	1438,25	1411,45	1385,04	1358,37	1331,82	1305,32	1278,77
721	1471,32	1444,7	1417,82	1391,32	1364,52	1338,02	1311,31	1284,68
723	1477,86	1451,19	1424,22	1397,6	1370,72	1344,05	1317,29	1290,54
728	1492,43	1467,43	1436,03	1409,19	1386,21	1357,82	1330,06	1303,56
733	1510,93	1483,8	1456,3	1429,2	1401,82	1372,89	1345,6	1318,51
738	1527,72	1500,21	1472,5	1445,16	1417,53	1390,14	1404,42	1335,09
743	1544,39	1516,79	1488,74	1461,19	1423,31	1405,68	1377,37	1350,12
748	1561,3	1533,42	1505,15	1477,31	1449,18	1421,29	1393,2	1365,23
753	1578,26	1550,1	1521,61	1493,51	1465,13	1436,99	1408,69	1380,43
758	1595,34	1566,95	1538,19	1509,84	1481,21	1452,82	1424,22	1395,71
763	1612,55	1583,91	1554,85	1526,26	1496,91	1468,69	1439,84	1411,12
768	1629,8	1600,91	1571,6	1542,75	1513,53	1484,68	1455,58	1426,44
773	1647,21	1618,03	1588,47	1559,37	1529,04	1500,76	1471,41	1442,14
778	1664,67	1635,24	1605,54	1576,04	1546,35	1516,46	1487,28	1457,76
783	1682,26	1652,57	1622,43	1592,83	1567,45	1533,16	1503,27	1473,5
788	1699,92	1669,95	1639,59	1609,66	1579,47	1549,54	1519,35	1489,29
793	1717,68	1687,45	1656,8	1626,66	1595,71	1565,95	1535,55	1505,2
798	1735,54	1705,07	1674,13	1643,65	1612,97	1582,48	1551,8	1521,19
803	1753,52	1722,78	1691,55	1660,9	1629,88	1599,11	1568,12	1537,27
813	1782,11	1753,85	1722,49	1695,49	1663,92	1632,6	1592,74	1569,71
823	1826,37	1794,5	1762,22	1730,44	1698,33	1666,47	1637,79	1602,46

5 РОЗРАХУНОК ПОВІТРЯНОГО ХОЛОДИЛЬНИКА

5.1 Алгоритм розрахунку

Секція холодильника складається з двох прямокутних трубних плит, закріплених в них за допомогою розвальцювання трубок, і приєднаних за допомогою фланцевих з'єднань кришок.

Для даної установки спроектований горизонтальний холодильник, який складається з декількох секцій розташованих одна над одною. Під секціями знаходиться вентилятор за допомогою якого охолоджується суміш, яка рухається по трубам.

Методика проведення даного розрахунку складена згідно норм [1].

Теплове навантаження холодильника

Теплове навантаження визначаємо за формулою:

$$Q_1 = G_1 (q_{T_1'}^p - q_{T_1''}^p)$$

де Q_1 – кількість теплоти, що відбирається від газу в холодильнику, Вт;
 $q_{T_1'}^p, q_{T_1''}^p$ – ентальпія газу відповідно при температурі T_1', K та T_1'', K , яка визначається за формулою Крега, Дж/кг:

$$q_T^p = \frac{1}{\sqrt{\rho_{288}^{288}}} (0,762T + 0,0017T^2 - 334,253)$$

де T – відповідна (T_1' та T_1'') температура газу; ρ_{288}^{288} – відносна густина газу при 288 К.

Для визначення відносної густини газу, наприклад пропану C_3H_8 знайдемо мольну масу пропану за формулою Б.П. Войнова:

$$M_{(c_n H_m)} = M_{(c)} \cdot n + M_{(H)} \cdot m \text{ } \frac{\text{г}}{\text{моль}}$$

Наприклад визначимо мольну масу пропану C_3H_8 :

$$M_{(c_3 H_8)} = M_{(c)} \cdot 3 + M_{(H)} \cdot 1 = 12 \cdot 3 + 1 \cdot 8 = 36 + 8 = 44 \frac{\text{г}}{\text{моль}}$$

Густина речовини при 288 К:

$$\rho_{газу}^{288} = \frac{M_{(C_3H_8)}}{z \cdot 22,4} \cdot \frac{273}{T} \cdot \frac{p}{101,3},$$

де $M_{(C_3H_8)}$ – мольна маса газу;

z – коефіцієнт стискає мості, для ідеального газу $z = 1$, для реальних газів та парів при тиску $p \leq 0,5 \text{ МПа}$ приймається $z \approx 1$;

22,4 – об'єм (м^3) 1 моль ідеального газу при нормальних умовах ($T = 273 \text{ К}$ та $p = 101,3 \text{ КПа}$).

Тоді відносна густина газу при 288 К:

$$\rho_{288}^{288} = \frac{\rho_{речовини}^{288}}{\rho_{води}^{288}}$$

Секундна розрахункова витрата газу:

$$V_1 = \frac{G_1}{\rho^{288}}, \text{м}^3/\text{с}$$

Масові та об'ємні витрати повітря

З рівняння теплового балансу холодильника

$$G_1(q_{T_1'}^p - q_{T_1''}^p) = G_2(c_p''T_2'' - c_p'T_2')$$

знайдемо:

$$G_2 = \frac{G_1(q_{T_1'}^p - q_{T_1''}^p)}{c_p''T_2'' - c_p'T_2'} = \frac{Q_1}{c_p''T_2'' - c_p'T_2'}$$

де G_2 – кількість повітря, кг/с ;

c_p'' , c_p' – середні теплоємності (при постійному тиску) повітря відповідно при його кінцевій та початковій температурах, $\text{Дж}/(\text{кг} \cdot \text{К})$.

Знайдемо густину повітря при його початковій температурі $T_2' = 230 \text{ К}$ та барометричному тиску, рівному нормальному $P_0 = 101308 \text{ Па}$, з рівняння:

$$\rho_B = \frac{\rho_0 T_0}{T_2'}, \text{кг/м}^3$$

де ρ_0 – густина повітря при нормальних умовах, кг/м^3 .

Теплофізичні властивості повітря при нормальних умовах наведені у таблиці 5.1.

Секундна розрахункова витрата повітря:

$$V_B = \frac{G_2}{\rho_B}, \text{ м}^3/\text{с}$$

Для проектного апарату вибираємо осьовий вентилятор ЦАГИ УК-2М, з можливістю регулювання кута установки лопатей.

В залежності від кута нахилу лопатей вентилятора його аеродинамічна характеристика змінюється в межах: продуктивність по повітрю 18–80 м³/с; повний тиск 42–403 Па; потужність, що використовується 3,9·10³–53·10³ Вт.

Коефіцієнт тепловіддачі внутрішньої поверхні труб

Визначимо фізичні властивості газу при його середній температурі в холодильнику:

$$T_{cp,1} = \frac{T_1' + T_1''}{2}, \text{ К}$$

Відносна густина:

$$\rho_{277}^{T_{cp,1}} = \rho_{277}^{293} - \alpha(T_{cp} - 293)$$

де α – середня температурна поправка на 1К, $\alpha = 0,000765 \text{ кг}/(\text{м}^3 \cdot \text{К})$.

Коефіцієнт теплопровідності:

$$\lambda_{cp,1} = \frac{0,1346}{\rho_{288}^{288}} (1 - 0,00047 T_{cp,1}), \text{ Вт}/(\text{м} \cdot \text{К})$$

Теплоємність:

$$c_{cp,1} = \frac{1}{\sqrt{\rho_{288}^{288}}} (0,762 - 0,00034 T_{cp,1}), \text{ Дж}/(\text{кг} \cdot \text{К})$$

Кінематичну в'язкість газу при $T_{cp,1}$, К приймаємо по практичним даним, з таблиці, причому динамічні в'язкості μ газів, (Па·с) визначені при 27 °С (300 К) та тиску 100 кПа.

Газ	Метан, (CH ₄)	Етан, (C ₂ H ₆)	Пропан, (C ₃ H ₈)	Бутан, (C ₄ H ₁₀)	Пентан, (C ₅ H ₁₂)
Динамічна в'язкість	$\mu = 11,2$	$\mu = 9$	$\mu = 6,8$	$\mu = 5,1$	$\mu = 4,3$

Кінематична в'язкість ν , м²/с:

$$\nu = \frac{\mu}{\rho}$$

Визначимо мінімальну лінійну швидкість руху газу в трубах холодильника, при якій буде забезпечуватись стійкий турбулентний потік, тобто при якій $Re_{\min} = 10^4$:

$$Re = 10^4 = \frac{\omega_{\min} d_1}{\nu_{cp,1}}$$

звідки

$$\omega_{\min} = \frac{\nu_{cp,1} \cdot 10^4}{d_1}, \text{ м/с}$$

Як правило при розрахунку теплообмінників швидкість рідини всередині труб приймають від 0,5 до 2,5 м/с.

При $Re \geq 10^4$ для визначення коефіцієнта тепловіддачі з боку газу скористаємося формулою:

$$\alpha_1 = 0,021 \frac{\lambda_{cp,1}}{d_1} Re_{cp,1}^{0,8} Pr_{cp,1}^{0,43} \left(\frac{Pr_{cp,1}}{Pr_{\omega,1}} \right)^{0,25} \varepsilon_l$$

де $Pr_{cp,1}$ – критерій Прандтля при температурі $T_{cp,1}$, К;

$Pr_{\omega,1}$ – критерій Прандтля при температурі стінки труби з боку газу $T_{\omega,1}$

;

ε_l – поправочний коефіцієнт, який враховує відношення довжини труби L до її діаметра, в нашому випадку рівний одиниці.

Знайдемо критерій Прандтля:

$$Pr_{cp,1} = \frac{\nu_{cp,1} c_{p,1} \rho_{cp,1}}{\lambda_{cp,1}}$$

Попередньо приймаємо (з наступною перевіркою) температуру стінки труби з боку газу $T_{\omega,1} = 290$ К. Знаходимо також, як це зроблено вище, фізичні параметри газу при цій температурі: $\nu_{\omega,1}$ - кінематична в'язкість, $\text{м}^2/\text{с}$; $\rho_{\omega,1}$ - густина; $\lambda_{\omega,1}$ - коефіцієнт теплопровідності, $\text{Вт}/(\text{м}\cdot\text{К})$; $c_{p\omega,1}$ - теплоємність, $\text{Дж}/(\text{кг}\cdot\text{К})$

Характеристика оребрених труб

Для холодильника вибираємо оребрені біметалічні труби (рис.5.1).

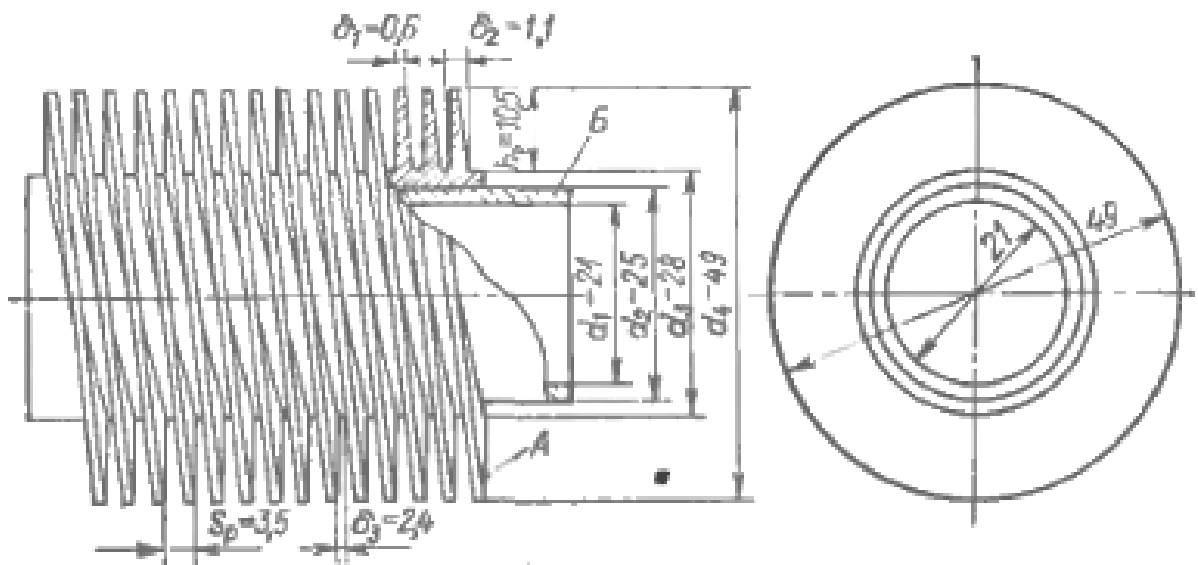


Рисунок 5.1 – Оребрені біметалічні труби

А – алюміній, Б –бронза

Труби випускаються довжиною 4 та 8 метрів. Матеріал внутрішньої труби – латунь ЛО-70-1, оребрення з алюмінію – сплав АД1М. Кількість спіральних витків (ребер), які приходяться на 1 м труби, $X = 286$. Коефіцієнт оребрення $\varphi = 9$.

Середній температурний напір

При багатоходовому потоці теплоносія в трубному просторі холодильника (в нашому випадку – пропан) і багатоходовому потоці теплоносія в трубному просторі (повітря) середній температурний напір визначається за методом Белоконя:

$$\Delta T_{cp} = \frac{\tau_{\max} - \tau_{\min}}{2,3 \lg \frac{\tau_{\max}}{\tau_{\min}}}$$

Тут ΔT_{cp} – середній температурний напір, К;

$\tau_{\max}, \tau_{\min}$ – відповідно більша та менша різниця температур, яка визначається за формулами:

$$\tau_{\max} = \theta + 0,5\Delta T$$

$$\tau_{\min} = \theta - 0,5\Delta T$$

де θ – різниця середньоарифметичних температур гарячого та холодного теплоносіїв

$$\theta = \frac{T_1' + T_1''}{2} - \frac{T_2' + T_2''}{2}$$

а ΔT – характеристична різниця температур.

Розрахуємо ΔT за виразом:

$$\Delta T = \sqrt{(\Delta T_1 + \Delta T_2)^2 - 4 \cdot P \cdot \Delta T_1 \cdot \Delta T_2}$$

де $\Delta T_1 = T_1' - T_1''$ – перепад температур в гарячому потоці; $\Delta T_2 = T_2' - T_2''$ – перепад температур в холодному потоці; P – індекс протитоку, $P = 0,98$.

Перевіримо температуру стінки труби.

Температуру стінки труби з боку газу знайдемо за формулою:

$$T_{\omega,1} = T_{cp,1} - \frac{K' \Delta T_{cp}}{\alpha_1}, \text{ К ,}$$

При розбіжності $T_{\omega,1}$ та $T_{cp,1}$ більше, ніж 10% необхідно виконати перерахунок коефіцієнта тепловіддачі внутрішньої поверхні труб.

Коефіцієнт тепловіддачі зовнішньої поверхні труб

Для першої ітерації величиною коефіцієнта тепловіддачі необхідно задатися. Зазвичай обирають K в межах 200-500 Вт/(м²·К)

Тоді поверхня теплообміну буде рівна, м²:

$$F = \frac{Q_1}{K \Delta T_{cp}} .$$

Кількість труб:

$$N = \frac{F}{F_1}$$

де F_1 – поверхня теплообміну однієї труби м^2 :

$$F_1 = \pi \cdot d_1 \cdot L$$

Далі уточнюємо число n_1 труб для одного ходу газу при прийнятій раніше швидкості руху ω'_0 м/с:

$$n_1 = \frac{G_1 \cdot 4}{\rho_{\text{сп.1}} \pi d_1^2 \omega'_0}, \text{ труб}$$

Обраховується число секцій:

$$n_c = \frac{N}{n_1}$$

Число рядів горизонтальних труб у теплообміннику:

$$n_r = \frac{N}{n_B} \text{ труб}$$

Наприклад, можна прийняти, що фронтальний до потоку повітря перетин апарату буде, наприклад $L \times B = 8 \times 4 \text{ м}^2$ (рисунок 5.2), де L – довжина трубного пучка, B – ширина трубного пучка:

$$B = (n_r - 1)S_1 + d_3$$

Кроком труб по ширині пучка $S_1 = 0,052 \text{ м}$ (Рисунок 5.2), враховується діаметр оребрених труб d_3 . Крок труб по глибині пучка знайдемо за формулою:

$$S_2 = \sqrt{S_1^2 - \left(\frac{S_1}{2}\right)^2}, \text{ мм}$$

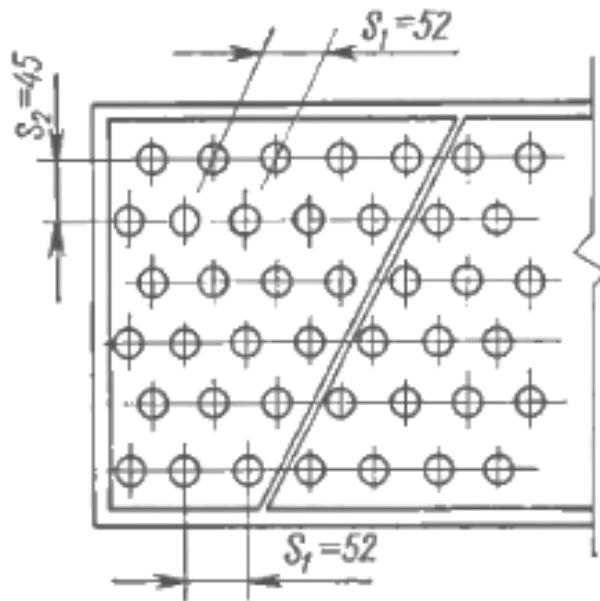


Рисунок 5.2 – Схема розташування труб

Коефіцієнт теплопередачі для пучка труб

Для металевих труб та забрудненої поверхні теплообміну (внутрішньої та зовнішньої) цей коефіцієнт визначається за формулою:

$$k = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \left(\frac{\delta}{\lambda}\right)_{з.в} + \left(\frac{\delta}{\lambda}\right)_л + \left(\frac{\delta}{\lambda}\right)_а + \left(\frac{\delta}{\lambda}\right)_{з.н} + \frac{1}{\alpha_K} \cdot \frac{F_{CT}}{F_n}}, \text{ Вт/(м}^2\cdot\text{К)}$$

де $\left(\frac{\delta}{\lambda}\right)_{з.в}$ – термічний опір внутрішнього шару забруднення [приймаємо для газу рівним $0,00005 \text{ (м}^2\cdot\text{К)/Вт}$]; $\left(\frac{\delta}{\lambda}\right)_л$, $(\text{м}^2\cdot\text{К)/Вт}$ – термічний опір латунної стінки труби при $\delta = 0,002 \text{ м}$ та $\lambda = 91,9 \text{ Вт/(м}\cdot\text{К)}$; $\left(\frac{\delta}{\lambda}\right)_а$, $(\text{м}^2\cdot\text{К)/Вт}$ – термічний опір алюмінієвого шару труби при $\delta = 0,0015 \text{ м}$ та $\lambda = 205 \text{ Вт/(м}\cdot\text{К)}$; $\left(\frac{\delta}{\lambda}\right)_{з.н}$ – термічний опір зовнішнього шару забруднення – вибираємо в межах $0,00017 - 0,00086, (\text{м}^2\cdot\text{К)/Вт}$; F_{CT} - площа поверхні 1м гладкої труби, $\text{м}^2/\text{м}$; F_n - площа поверхні 1м оребрених труб, $\text{м}^2/\text{м}$.

Площа поверхні 1 м гладкої труби знаходиться за формулою, $\text{м}^2/\text{м}$:

$$F_{CT} = \pi \cdot d_3 \cdot 1$$

Площа поверхні 1 м оребреної труби знаходиться за формулою, м²/м:

$$F_n = F_p + F_{TP}$$

де F_p - площа поверхні ребер 1 м труби, м²/м; F_{TP} - площа поверхні ребер 1 м труби, яка вільна від ребер, м²/м

Площа поверхні ребер 1 м труби, м²/м:

$$F_p = \pi \cdot x \cdot \left(2 \cdot \frac{d_4^2 - d_3^2}{4} + d_4 \cdot \delta_p \right)$$

де x - кількість спіральних витків на 1 м труби (приймається конструктивно)

Площа поверхні 1 м оребреної труби знаходиться за формулою, м²/м:

$$F_{TP} = \pi \cdot d_3 \cdot (1 - x \cdot \delta_p)$$

Поверхня теплообміну холодильника та компоновка труб у ньому

Знаходимо поверхню теплообміну, м²:

$$F' = \frac{Q_1}{k \Delta T_{cp}}$$

Кількість труб:

$$N' = \frac{F'}{F_1}$$

де F_1 – поверхня теплообміну однієї труби, м²:

$$F_1 = \pi \cdot d_1 \cdot L$$

Уточнюємо число n_1 труб для одного ходу газу при прийнятій раніше швидкості руху ω'_0 м/с, труб:

$$n'_1 = \frac{G_1 \cdot 4}{\rho_{cp,1} \pi d_1^2 \omega'_0}$$

Для зручності монтажних робіт пучок труб розділяється на секції.
Число секцій:

$$n_c = \frac{N'}{n'_1}$$

Схема компоновки пучка однієї секції показана на рисунку 5.3.

Така схема теплообміну називається змішано-перехресним током.

Перевіряємо відповідність прийнятих величини, розрахунковим:

$$\Delta_n = \frac{|N - N'|}{N} \cdot 100\%$$

У випадку розбіжності більше, чим 20%, необхідно провести уточнюючі розрахунки з моменту визначення коефіцієнта тепловіддачі внутрішньої поверхні труб.

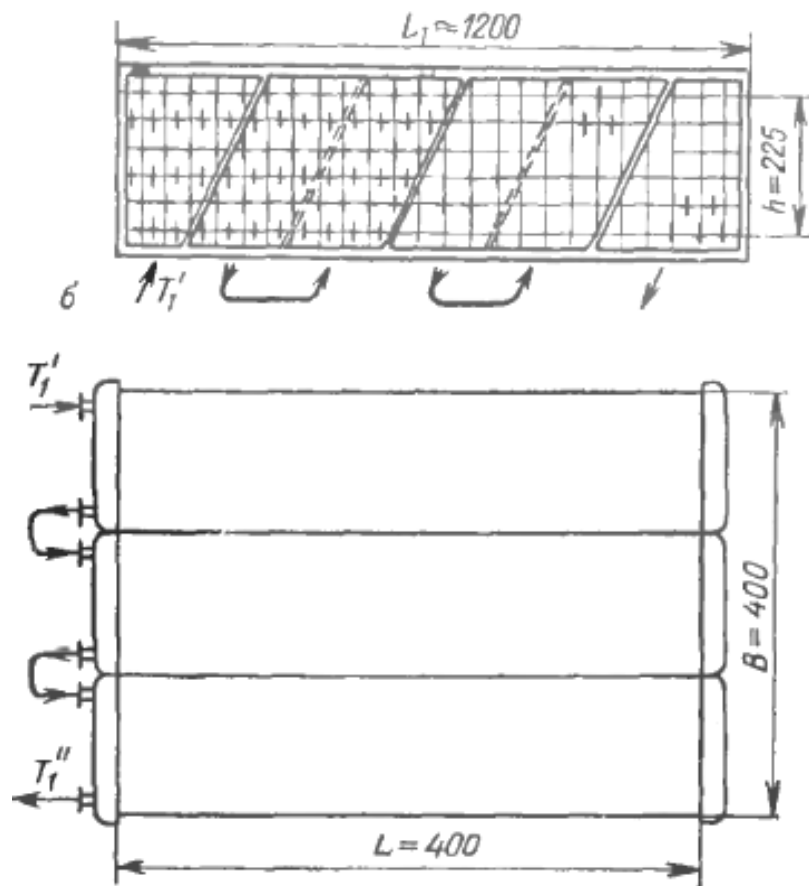


Рисунок 5.3 – Схема руху в трубному пучку (а) та компоновка трубних пучків.

5.2 Приклад розрахунку повітряного холодильника

Вихідні дані:

Завдання:

Варіант	1
Газ	Метан, (CH ₄)

Кількість охолоджуваного пропану $G_1 = 8 \text{ кг/с}$

Тиск газу $p = 0,4$

Початкова температура газу $T_1' = 331 \text{ К}$

Кінцева температура газу $T_1'' = 288 \text{ К}$

Початкова температура повітря $T_2' = 270 \text{ К}$

Кінцева температура повітря $T_2'' = 279 \text{ К}$

Теплове навантаження холодильника

Теплове навантаження визначаємо за формулою:

$$Q_1 = G_1 (q_{T_1'}^p - q_{T_1''}^p)$$

де Q_1 – кількість теплоти, що відбирається від газу в холодильнику, Вт; $q_{T_1'}^p, q_{T_1''}^p$ – ентальпія газу відповідно при температурі $T_1', \text{К}$ та $T_1'', \text{К}$, яка визначається за формулою Крега, Дж/кг:

$$q_T^p = \frac{1}{\sqrt{\rho_{288}^{288}}} (0,762T + 0,0017T^2 - 334,253)$$

де T – відповідна (T_1' та T_1'') температура газу;

ρ_{288}^{288} – відносна густина газу при 288 К.

Знаходимо:

$$q_{T_1'}^p = q_{331}^p = \frac{1}{\sqrt{1,58}} (0,762 \cdot 331 + 0,0017 \cdot 331^2 - 334,253) = 82,92 \cdot 10^3$$

$$q_{T_1''}^p = q_{288}^p = \frac{1}{\sqrt{1,58}} (0,762 \cdot 288 + 0,0017 \cdot 288^2 - 334,253) = 20,83 \cdot 10^3$$

$$Q_1 = 28800 \cdot (82,92 - 20,83) = 1788 \cdot 10^3 \text{ кДж / год} = 596 \text{ кВт}$$

Масові та об'ємні витрати повітря

З рівняння теплового балансу холодильника

$$G_1(q_{T_1'}^p - q_{T_1''}^p) = G_2(c_p''T_2'' - c_p'T_2')$$

знайдемо:

$$\begin{aligned} G_2 &= \frac{G_1(q_{T_1'}^p - q_{T_1''}^p)}{c_p''T_2'' - c_p'T_2'} = \frac{Q_1}{c_p''T_2'' - c_p'T_2'} = \\ &= \frac{1788 \cdot 10^3}{1,005 \cdot 10^3 \cdot 279 - 1,005 \cdot 10^3 \cdot 270} = 197,7 \text{ кг / год} \end{aligned}$$

де G_2 – кількість повітря, кг/с;

c_p'' , c_p' – середні теплоємності (при постійному тиску) повітря відповідно при його кінцевій та початковій температурах, Дж/(кг·К).

Знайдемо густину повітря при його початковій температурі $T_2' = 270 \text{ К}$ та барометричному тиску, рівному нормальному $P_0 = 101308 \text{ Па}$, з рівняння, кг/м³:

$$\rho_B = \frac{\rho_0 T_0}{T_2'} = \frac{1,293 \cdot 273}{270} = 1,307$$

де ρ_0 – густина повітря при нормальних умовах, кг/м³.

Теплофізичні властивості повітря при нормальних умовах наведені у таблиці 2.1.

Секундна розрахункова витрата повітря, м³/с:

$$V_B = \frac{G_2}{3600 \cdot \rho_B} = \frac{197,7}{3600 \cdot 1,307} = 0,04$$

Для проектного апарату вибираємо осьовий вентилятор ЦАГИ УК-2М, з можливістю регулювання кута установки лопатей.

В залежності від кута нахилу лопатей вентилятора його аеродинамічна характеристика змінюється в межах: продуктивність по

повітря 18–80 м³/с; повний тиск 42–403 Па; потужність, що використовується 3,9·10³–53·10³ Вт.

Коефіцієнт тепловіддачі внутрішньої поверхні труб

Визначимо фізичні властивості газу при його середній температурі в холодильнику:

$$T_{cp.1} = \frac{T_1' + T_1''}{2} = \frac{331 + 288}{2} = 309,5 \text{ ,K}$$

Відносна густина:

$$\rho_{277}^{T_{cp.1}} = \rho_{277}^{293} - \alpha(T_{cp} - 293) = 1,549 - 0,000765 \cdot (309,5 - 293) = 1,54$$

де α – середня температурна поправка на 1К, $\alpha = 0,000765 \text{ кг}/(\text{м}^3 \cdot \text{K})$.

Коефіцієнт теплопровідності, Вт/(м·К):

$$\lambda_{cp.1} = \frac{0,1346}{\rho_{288}^{288}} (1 - 0,00047 T_{cp.1}) = \frac{0,1346}{1,58} (1 - 0,00047 \cdot 309,5) = 0,073$$

Теплоємність, Дж/(кг·К):

$$c_{cp.1} = \frac{1}{\sqrt{\rho_{288}^{288}}} (0,762 - 0,00034 T_{cp.1}) = \frac{1}{\sqrt{1,58}} (0,762 - 0,00034 \cdot 309,5) = 0,52$$

Кінематичну в'язкість газу при $T_{cp.1}$, К приймаємо по практичним даним, з таблиці, причому динамічні в'язкості μ газів, (Па·с) визначені при 27 °С (300 К) та тиску 100 кПа.

Газ	Метан, (CH ₄)
Динамічна в'язкість	$\mu = 11,2$

Кінематична в'язкість ν , м²/с:

$$\nu = \frac{\mu}{\rho} \cdot 10^{-7} = \frac{11,2}{1,54} \cdot 10^{-7} = 0,73 \cdot 10^{-6}$$

Визначимо мінімальну лінійну швидкість руху газу в трубах холодильника, при якій буде забезпечуватись стійкий турбулентний потік, тобто при якій $Re_{min} = 10^4$:

$$Re = 10^4 = \frac{\omega_{\min} d_1}{\nu_{cp.1}}$$

звідки

$$\omega_{\min} = \frac{0,73 \cdot 10^{-6} \cdot 10^4}{0,021} = 0,35 \text{ м/с}$$

Як правило при розрахунку теплообмінників швидкість рідини всередині труб приймають від 0,5 до 2,5 м/с. Для холодильника, що проєктується, приймаємо швидкість метану $\omega = 1,5 \text{ м/с} > \omega_{\min}$. Тоді:

$$Re = \frac{\omega \cdot d_1}{\nu_{cp.1}} = \frac{1,5 \cdot 0,021}{0,73 \cdot 10^{-6}} = 43151$$

При $Re \geq 10^4$ для визначення коефіцієнта тепловіддачі з боку газу скористаємося формулою:

$$\alpha_1 = 0,021 \frac{\lambda_{cp.1}}{d_1} Re_{cp.1}^{0,8} Pr_{cp.1}^{0,43} \left(\frac{Pr_{cp.1}}{Pr_{\omega.1}} \right)^{0,25} \varepsilon_l$$

де $Pr_{cp.1}$ – критерій Прандтля при температурі $T_{cp.1}$, К; $Pr_{\omega.1}$ – критерій Прандтля при температурі стінки труби з боку газу $T_{\omega.1}$; ε_l – поправочний коефіцієнт, який враховує відношення довжини труби L до її діаметра, в нашому випадку рівний одиниці.

Знайдемо критерій Прандтля при температурі $T_{cp.1} = 309,5$:

$$Pr_{cp.1} = \frac{\nu_{cp.1} c_{p, cp.1} \rho_{cp.1}}{\lambda_{cp.1}} = \frac{0,73 \cdot 10^{-6} \cdot 0,52 \cdot 657 \cdot 3600}{0,073} = 12,3$$

Попередньо приймаємо (з наступною перевіркою) температуру стінки труби з боку газу $T_{\omega.1} = 290$ К. Знаходимо також, як це зроблено вище, фізичні параметри газу при цій температурі: $\nu_{\omega.1}$ – кінематична в'язкість, м²/с; $\rho_{\omega.1}$ – густина; $\lambda_{\omega.1}$ – коефіцієнт теплопровідності, Вт/(м·К); $c_{p, \omega.1}$ – теплоємність, Дж/(кг·К)

Знайдемо критерій Прандтля при температурі $T_{\omega.1} = 290$:

$$Pr_{\omega.1} = \frac{\nu_{\omega.1} c_{p, \omega.1} \rho_{\omega.1}}{\lambda_{\omega.1}} = \frac{0,74 \cdot 10^{-6} \cdot 0,5 \cdot 657 \cdot 3600}{0,073} = 11,99$$

Тоді:

$$\alpha_1 = 0,021 \frac{0,073}{0,021} 43151^{0,8} \cdot 12,3^{0,43} \left(\frac{12,3}{11,99} \right)^{0,25} \cdot 1 = 1103$$

Характеристика оребрених труб

Для холодильника вибираємо оребрені біметалічні труби (рисунок 5.4).

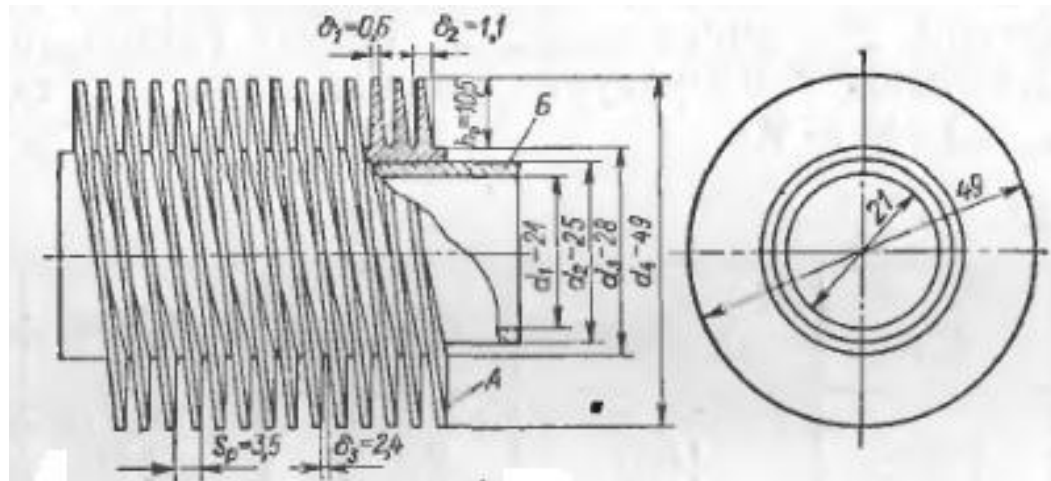


Рисунок 5.4 – Оребрені біметалічні труби

А – алюміній, Б – бронза

Труби випускаються довжиною 4 та 8 метрів. Матеріал внутрішньої труби – латунь ЛО-70-1, оребрення з алюмінію – сплав АД1М. Кількість спіральних витків (ребер), які приходяться на 1 м труби, $X = 286$. Коефіцієнт оребрення $\varphi = 9$. Відповідно обираємо довжину 4 метри.

Середній температурний напір

При багатоходовому потоці теплоносія в трубному просторі холодильника (в нашому випадку – пропан) і багатоходовому потоці теплоносія в трубному просторі (повітря) середній температурний напір визначається за методом Белоконя:

$$\Delta T_{cp} = \frac{\tau_{max} - \tau_{min}}{2,3 \lg \frac{\tau_{max}}{\tau_{min}}} = \frac{52,23 - 17,8}{2,3 \lg \frac{52,23}{17,8}} = 32$$

Тут ΔT_{cp} – середній температурний напір, К;

$\tau_{\max}, \tau_{\min}$ – відповідно більша та менша різниця температур, яка визначається за формулами:

$$\tau_{\max} = \theta + 0,5\Delta T = 35 + 0,5 \cdot 34,45 = 52,23$$

$$\tau_{\min} = \theta - 0,5\Delta T = 35 - 0,5 \cdot 34,45 = 17,8$$

де θ – різниця середньоарифметичних температур гарячого та холодного теплоносіїв

$$\theta = \frac{T_1' + T_1''}{2} - \frac{T_2' + T_2''}{2} = \frac{331 + 288}{2} - \frac{279 + 270}{2} = 35$$

а ΔT – характеристична різниця температур.

Розрахуємо ΔT за виразом:

$$\Delta T = \sqrt{(\Delta T_1 + \Delta T_2)^2 - 4 \cdot P \cdot \Delta T_1 \cdot \Delta T_2} = \sqrt{(43 + 9)^2 - 4 \cdot 0,98 \cdot 43 \cdot 9} = 34,45$$

де $\Delta T_1 = T_1' - T_1'' = 331 - 288 = 43$ – перепад температур в гарячому потоці;
 $\Delta T_2 = T_2' - T_2'' = 279 - 270 = 9$ – перепад температур в холодному потоці; P – індекс протитоку, $P = 0,98$.

Перевіримо температуру стінки труби.

Температуру стінки труби з боку газу знайдемо за формулою:

$$T_{\omega,1} = T_{cp,1} - \frac{K' \Delta T_{cp}}{\alpha_1} = 309,5 - \frac{300 \cdot 32}{1103} = 300,8, \text{ К},$$

При розбіжності $T_{\omega,1}$ та $T_{cp,1}$ більше, ніж 10% необхідно виконати перерахунок коефіцієнта тепловіддачі внутрішньої поверхні труб. Проведемо перевірку:

$$\zeta = \frac{T_{cp,1} - T_{\omega,1}}{T_{\omega,1}} \cdot 100\% = 2,9\%$$

Оскільки розбіжність $T_{\omega,1}$ та $T_{cp,1}$ менше 10%, коефіцієнт тепловіддачі внутрішньої поверхні труб розраховано вірно.

Коефіцієнт тепловіддачі зовнішньої поверхні труб

Для першої ітерації величиною коефіцієнта тепловіддачі необхідно задатися, приймаємо

$$K = 300 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$$

$$\text{Тоді } F = \frac{Q_1}{K \Delta T_{cp}} = \frac{1788 \cdot 10^3}{300 \cdot 32} = 186,25 \text{ м}^2.$$

Кількість труб:

$$N = \frac{F}{F_1} = \frac{186,25}{0,26} = 716,3 \approx 717$$

де F_1 – поверхня теплообміну однієї труби:

$$F_1 = \pi \cdot d_1 \cdot L = \pi \cdot 0,021 \cdot 4 = 0,26 \text{ м}^2$$

Уточнюємо число n_1 труб для одного ходу газу при прийнятій раніше швидкості руху ω'_0 м/с:

$$n_1 = \frac{G_1 \cdot 4}{\rho_{cp,1} \pi d_1^2 \omega'_0} = \frac{8 \cdot 4}{657 \cdot \pi \cdot 0,021^2 \cdot 1,5} = 24 \text{ труб}$$

Число секцій:

$$n_c = \frac{N}{n_1} = \frac{717}{24} = 30$$

Прийmemo число рядів труб по вертикалі $n_b = 6$.

Число рядів горизонтальних труб у теплообміннику:

$$n_r = \frac{N}{n_b} = \frac{717}{6} = 119,5 \approx 120 \text{ труб}$$

Приймаємо, що фронтальний до потоку повітря перетин апарату буде, наприклад $L \times B = 4 \times 4 \text{ м}^2$ (рисунок 2), де L – довжина трубного пучка, B – ширина трубного пучка:

$$B = (n_r - 1)S_1 + d_3 = (120 - 1) \cdot 0,052 + 0,028 = 6,216$$

Кроком труб по ширині пучка $S_1 = 0,052 \text{ м}$ (Рисунок 5.5), враховується діаметр оребрених труб d_3). Крок труб по глибині пучка знайдемо за формулою:

$$S_2 = \sqrt{S_1^2 - \left(\frac{S_1}{2}\right)^2} = \sqrt{0,052^2 - \left(\frac{0,052}{2}\right)^2} = 0,045, \text{ мм}$$

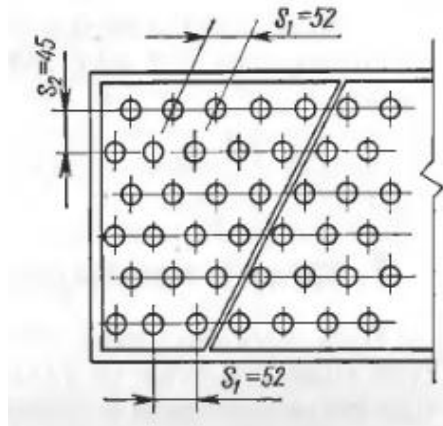


Рисунок 5.5 – Схема розташування труб

Коефіцієнт теплопередачі для пучка труб

Для металевих труб та забрудненої поверхні теплообміну (внутрішньої та зовнішньої) цей коефіцієнт визначається за формулою Вт/(м²·К):

$$k = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \left(\frac{\delta}{\lambda}\right)_{з.в} + \left(\frac{\delta}{\lambda}\right)_л + \left(\frac{\delta}{\lambda}\right)_а + \left(\frac{\delta}{\lambda}\right)_{з.н} + \frac{1}{\alpha_K} \cdot \frac{F_{CT}}{F_n}} =$$

$$= \frac{1}{\frac{1}{1103} + 0,00035 + \left(\frac{0,002}{91,9}\right)_л + \left(\frac{0,0015}{205}\right)_а + 0,00025 + \frac{1}{74,5} \cdot \frac{0,088}{0,821}} = 336$$

де $\left(\frac{\delta}{\lambda}\right)_{з.в}$ – термічний опір внутрішнього шару забруднення [приймаємо для газу рівним 0,00035 (м²·К)/Вт]; $\left(\frac{\delta}{\lambda}\right)_л$, (м²·К)/Вт – термічний опір латунної стінки труби при $\delta = 0,002$ м та $\lambda = 91,9$ Вт/(м·К); $\left(\frac{\delta}{\lambda}\right)_а$, (м²·К)/Вт – термічний опір алюмінієвого шару труби при $\delta = 0,0015$ м та $\lambda = 205$ Вт/(м·К); $\left(\frac{\delta}{\lambda}\right)_{з.н}$ – термічний опір зовнішнього шару забруднення – вибираємо в межах 0,00017 – 0,00086, для подальших розрахунків ця величина прийнята рівною

0,00025 (м²·К)/Вт; F_{CT} - площа поверхні 1м гладкої труби, м²/м; F_n - площа поверхні 1м оребрених труб, м²/м.

Площа поверхні 1 м гладкої труби знаходиться за формулою, м²/м:

$$F_{CT} = \pi \cdot d_3 \cdot 1 = 3,14 \cdot 0,028 \cdot 1 = 0,088$$

Площа поверхні 1 м оребреної труби знаходиться за формулою, м²/м:

$$F_n = F_p + F_{TP} = 0,761 + 0,06 = 0,821$$

де F_p - площа поверхні ребер 1 м труби, м²/м; F_{TP} - площа поверхні ребер 1 м труби, яка вільна від ребер, м²/м

Площа поверхні ребер 1 м труби, м²/м:

$$\begin{aligned} F_p &= \pi \cdot x \cdot \left(2 \cdot \frac{d_4^2 - d_3^2}{4} + d_4 \cdot \delta_p \right) = \\ &= \pi \cdot 286 \cdot \left(2 \cdot \frac{0,049^2 - 0,028^2}{4} + 0,049 \cdot 0,00085 \right) = 0,761 \end{aligned}$$

де $x = 286$ - кількість спіральних витків на 1 м труби (приймаємо конструктивно)

Площа поверхні 1 м оребреної труби знаходиться за формулою, м²/м:

$$F_{TP} = \pi \cdot d_3 \cdot (1 - x \cdot \delta_p) = \pi \cdot 0,028 \cdot (1 - 286 \cdot 0,00085) = 0,06$$

Поверхня теплообміну холодильника та компоновка труб у ньому

Знаходимо поверхню теплообміну:

$$F' = \frac{Q_1}{k \Delta T_{cp}} = \frac{1788 \cdot 10^3}{336 \cdot 32} = 166, \text{ м}^2$$

Кількість труб:

$$N' = \frac{F'}{F_1} = \frac{166}{0,26} = 638$$

Уточнюємо число n_1 труб для одного ходу газу при прийнятій раніше швидкості руху ω'_0 м/с:

$$n'_1 = \frac{8 \cdot 4}{657 \cdot \pi \cdot 0,021^2 \cdot 1,5} = 24, \text{ труб}$$

Для зручності монтажних робіт пучок труб розділяється на секції.
Число секцій:

$$n_c = \frac{N'}{n'_1} = \frac{638}{24} = 26,6 \approx 27$$

Схема компоновки пучка однієї секції показана на рисунку 5.6.

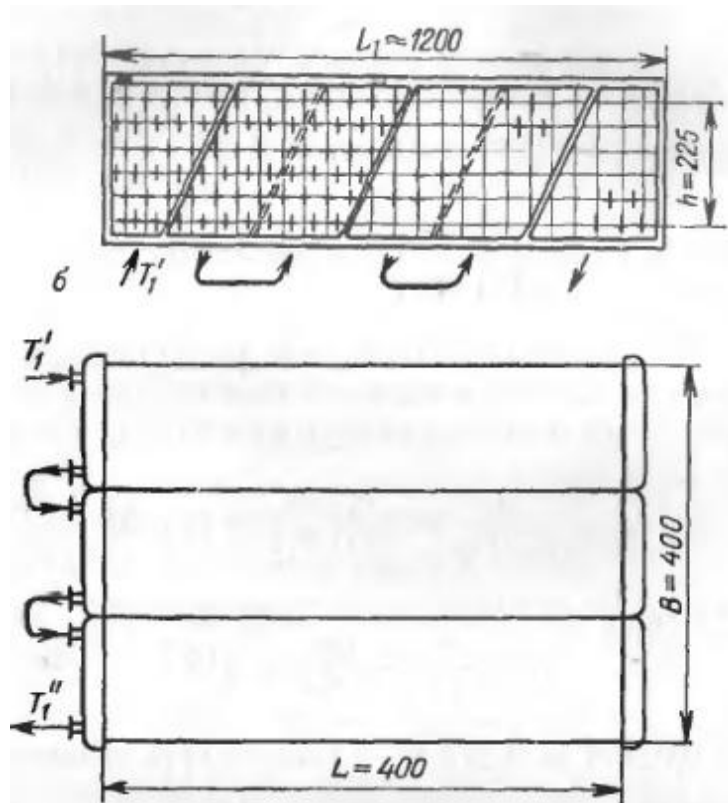


Рисунок 5.6 – Схема руху в трубному пучку (а) та компоновка трубних пучків

Така схема теплообміну називається змішано-перехресним током.

Перевіряємо відповідність прийнятих величини, розрахунковим:

$$\Delta_n = \frac{|N - N'|}{N} \cdot 100\% = \frac{|717 - 638|}{717} \cdot 100\% = 11,02\%$$

Оскільки розбіжність не більше, чим 20%, залишаємо даний теплообмінник. Відповідно обираємо повітряний холодильник з такими параметрами: поверхня теплообміну – 166 м^2 , довжина і ширина однієї секції теплообміну – 4м; кількість секцій – 27; кількість труб – 638. Загальна ширина холодильника $27 \times 4 = 108$ м.

5.3 Завдання для розрахунку повітряного холодильника

Розрахунок основних розмірів холодильника повітряного охолодження на підставі кінетичних закономірностей процесу.

Вихідні дані:

Завдання:

Варіант	1	2	3	4	5
Газ	Метан, (CH ₄)	Етан, (C ₂ H ₆)	Пропан, (C ₃ H ₈)	Бутан, (C ₄ H ₁₀)	Пентан, (C ₅ H ₁₂)

Кількість охолоджуваного пропану $G_1 = 2 + n \cdot 0,2 \text{ кг/с}$

Тиск газу $p = 0,1 + n \cdot 0,01$

Початкова температура газу $T_1' = 310 + n \cdot 0,7 \text{ К}$

Кінцева температура газу $T_1'' = 273 + n \cdot 0,5 \text{ К}$

Початкова температура повітря $T_2' = 273 - n \cdot 0,1 \text{ К}$

Кінцева температура повітря $T_2'' = 273 + n \cdot 0,2 \text{ К}$

5.4 Таблиці до розрахунку повітряного холодильника

Таблиця 6.1 – Теплофізичні властивості повітря

$T, \text{ К}$	$\rho_v, \text{ кг/м}^3$	$c, \text{ Дж/(кг} \cdot \text{К)}$	$\lambda \cdot 10^6, \text{ Вт/(м} \cdot \text{К)}$	$\nu, \text{ м}^2/\text{с}$	Pr
273	1,2930	1,005	0,0243	13,30	0,714
293	1,2045	1,005	0,0257	15,11	0,713
313	1,1267	1,009	0,0271	16,97	0,711
333	1,0595	1,009	0,0285	18,90	0,709
353	0,9998	1,009	0,0299	20,94	0,708
373	0,9458	1,013	0,0314	23,06	0,704

6. ВИЗНАЧЕННЯ ШВИДКОСТІ ОСАДЖЕННЯ ЧАСТИНКИ

6.1. Осадження

Фізична модель

Якщо тверду сферичну частину розмістити в газовому середовищі, то її рух відбувається під дією таких сил (рис. 6.1):

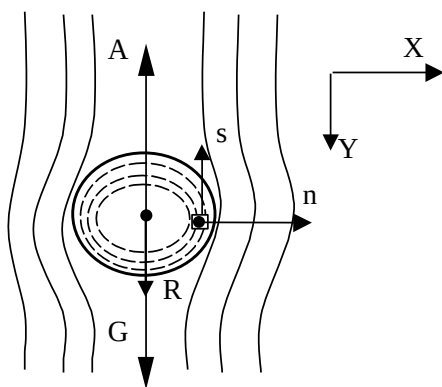


Рис. 6.1. Схема дії сил на тверду частинку при осіданні під дією сил

тяжіння

- сили тяжіння G , прикладеної до центра мас і направленої вертикально вниз;
- сили Архімеда A , прикладеної до центра мас і направленої вертикально вгору;
- сили тертя S , прикладеної до поверхні частинки і направленої вертикально вгору, в сторону, протилежну напрямку вектора швидкості осідання.

Проекція цих сил на вісь Y :

$$G - A - S = R. \quad (6.1)$$

Якщо $R > 0$, то частинка рухається рівноприскорено;

Якщо $R = 0$, то частинка рухається рівномірно (ламінальний режим);

Якщо $R < 0$, цього випадку не може бути при наявності нерухомого газового середовища;

6.2. Приклад розв'язування

Визначити швидкість осадження частинки сферичної форми, діаметром $d = 0,5 \text{ мм}$, густиною $\rho_{\text{ч}} = 2350$, в нафті, в нафті, густина якої $\rho_{\text{н}} = 860 \text{ кг/м}^3$, в'язкість $\mu_{\text{н}} = 4,35 \cdot 10^{-3} \text{ Па/с}$ (величини взяті при температурі відстоювання).

Вирішення:

Кінематична в'язкість нафти визначається з залежності:

$$\nu_n = \frac{\mu_n}{\rho_n} = \frac{4,35 \cdot 10^{-3}}{860} = 5,06 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$$

Тоді величина критерію Архімеда буде:

$$Ar = \frac{g \cdot d^3}{\nu_n^2} \cdot \frac{\rho_q - \rho_n}{\rho_n} = \frac{10 \cdot (0,5 \cdot 10^{-3})^3}{(5,06 \cdot 10^{-3})^2} \cdot \frac{2350 - 860}{860} = 8,5 \cdot 10^{-5} .$$

В області ламінарного режиму осадження $Ar \leq 36$ використовується залежність Стокса:

$$Re = \frac{Ar}{18} = \frac{8,5 \cdot 10^{-5}}{18} = 0,47 \cdot 10^{-5} ,$$

тобто:

$$\omega_{oc} = \frac{g \cdot d^2 (\rho_q - \rho_n)}{18 \cdot \mu} = \frac{10 \cdot (0,5 \cdot 10^{-3})^2 (2350 - 860)}{18 \cdot 4,35 \cdot 10^{-3}} = 0,048$$

В області турбулентного режиму осадження $Ar > 36$ (для прикладу приймемо $Ar=49$) використовується залежність Тодеса:

$$Re = \frac{Ar}{18 + 0,61 \cdot \sqrt{Ar}} = \frac{49}{18 + 0,61 \cdot \sqrt{49}} = 2,2 ,$$

Вважаючи, що $Re = \frac{\omega_{oc} \cdot d}{\nu}$, отримаємо:

$$\omega_{oc} = \frac{Re \cdot \nu}{d} = \frac{2,2 \cdot 5,06 \cdot 10^{-6}}{0,5 \cdot 10^{-3}} = 0,022 .$$

6.3. Завдання для визначення швидкості осадження

Визначити швидкість осадження частинки сферичної форми, діаметром $d = 0,5 \text{ мм}$, густиною $\rho_c = 2000 + 10 \cdot N_{\text{вар}}$, в нафті, в нафті, густина якої $\rho_n = 860 \text{ кг/м}^3$, в'язкість $\mu_n = 4,35 \cdot 10^{-3} \text{ Па/с}$ (величини взяті при температурі відстоювання).

7. РОЗРАХУНОК ВЕРТИКАЛЬНОГО ГАЗОСЕПАРАТОРА-ВОДОВІДДІЛЮВАЧА

7.1 Теоретична інформація

Розрізняють такі види класифікування (ДСТУ 2684–94):

- 1) *повітряне (сухе) класифікування* – класифікування, у якому вихідний матеріал розділяється за крупністю в повітряних потоках;
- 2) *мокре класифікування* – класифікування, у якому вихідний матеріал розділяється за крупністю у водяному середовищі;
- 3) *гідравлічне класифікування* – класифікування, у якому крупнозернистий матеріал (пісок) розвантажується самопливом (гідроциклони).
- 4) *механічне класифікування* – класифікування, під час якого крупнозернистий матеріал (пісок) з апарата видаляє механічний розвантажувальний пристрій (рейкові, чашові, спіральні, елеваторні пристрої);
- 5) *електрокласифікування* – класифікування, у якому вихідний сухий сипкий матеріал розділяється за крупністю в електричних полях.

7.1.1. Гідравлічна класифікація

Гідравлічне сортування застосовується для поділу матеріалів за розмірами і густиною, а також для збагачення, тобто видалення шкідливих домішок з матеріалу.

Якщо частинка вноситься потоком рідини або газу в апарат, то на неї діє тиск рухомого середовища, що зумовлює W_r – горизонтальна швидкість, і сила тяжіння, яка зумовлює швидкість осадження W_0 та сила Архимеда, яка

діє вертикально вгору. В результаті спільної дії цих сил траєкторією руху частинки буде парабола. Схема осадження частинки наведена на рис. 7.1.

Умова рівномірного осадження частинки:

$$S + A = G, \text{ або } G - A = S,$$

де S – сила тертя;

A – Архімедова сила;

G – сила тяжіння.

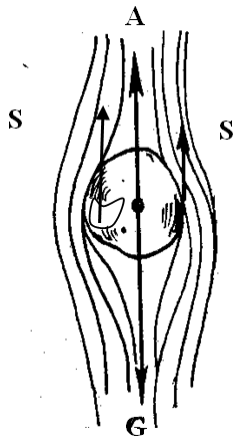


Рис. 7.1. Осадження частинки у в'язкому

Якщо рух рідини ламінарний, опір руху частки – опір тертя при осадженні кулястої частки можна знайти, використовуючи закон Стокса:

$$S = 3\pi dW_0\mu. \quad (7.1)$$

Виразивши силу тяжіння:

$$G = \frac{\pi d^3}{6} \rho_0 g,$$

і силу Архімеда:

$$A = \frac{\pi d^3}{6} \rho_p g,$$

та виконавши підстановку у рівняння (7.2), одержимо:

$$\frac{\pi d^3}{6} (\rho_0 - \rho_p) g = 3\pi dW_0\mu.$$

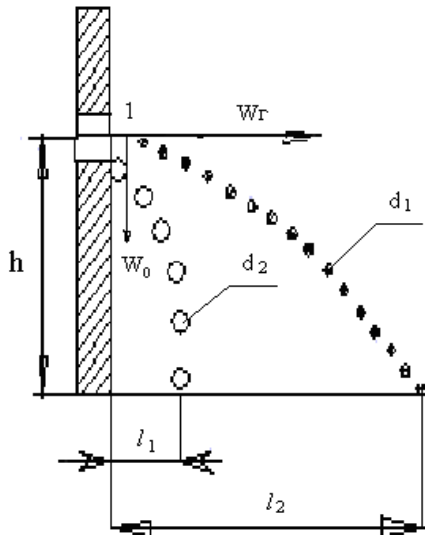


Рис. 7.2. Гідравлічна класифікація середовищі

Звідси швидкість осадження сферичної частинки розраховується за виразом, м/с:

$$W_0 = \frac{1}{18} \frac{d^2 g}{\mu} (\rho_{\delta} - \rho_{\delta}). \quad (7.2)$$

де $\square$ – густина рідини кг/м³,

μ – в'язкість середовища, Па·с.

Час осідання твердої частинки, яка знаходиться в точці 1 (рис. 7.2) дорівнює:

$$\tau_{\text{ос}} = \frac{h}{W_0}. \quad (7.3)$$

Час руху по горизонтальній прямій або час перебування в рідині до моменту осадження визначиться:

$$\tau_{\text{пер}} = \frac{l_1}{W_r}. \quad (7.4)$$

Умовою для осадження твердої частинки заданого діаметра d є:

$$\tau_{\text{ос}} = \tau_{\text{пер}} \quad (7.5)$$

Виконавши відповідну підстановку у (7.5) виразів (7.3) і (7.4), одержимо:

$$\frac{h}{W_0} = \frac{l_1}{W_r}. \quad (7.6)$$

Звідки дальність виносу частинок визначиться:

$$l_1 = \frac{W_r h}{W_0} = \frac{18 W_r h \mu}{d^2 g (\rho_r - \rho_p)}.$$

Позначивши як постійну величину:

$$A = \frac{18W_{\Gamma}h\mu}{g(\rho_{\Gamma} - \rho_p)},$$

рівняння (7.6) набуває вигляду

$$l = \frac{A}{d^2}.$$

Дальність виносу частинки обернено пропорційна квадрату її діаметра.

У випадку, коли $d_2 < d_1$, то $l_2 > l_1$.

На підставі досліджень встановлено такі закономірності осадження зерен:

- крупніші зерна й зерна з більшою густиною мають більші швидкості осадження;
- зі збільшенням густини та в'язкості середовища швидкість осадження в ньому зерен зменшується;
- форма зерен і характер їхньої поверхні значно впливають на швидкість осадження. За однакової маси зерен найбільшу швидкість осадження мають зерна кулястої форми, а найменшу – пластинчастої. Шорсткі зерна осаджуються повільніше, ніж зерна з гладкою поверхнею;
- підвищення температури середовища зменшує його в'язкість і збільшує швидкість осадження зерен (це помітніше при ламінарному осадженні зерен).

У процесі розділення зерен різних розмірів і густини в системі можна спостерігати явище рівноспадності. *Рівноспадними* називаються зерна, які за різних густин і розмірів мають однакову швидкість осадження в тому самому середовищі. Відношення діаметрів рівноспадних зерен легкого мінералу до важкого називається коефіцієнтом рівноспадності.

Для зерен однакової форми розміром 2 мм і більше коефіцієнт рівноспадності e обчислюють за формулою:

$$e = (\rho_{T1} - \rho_p) / (\rho_{T2} - \rho_p),$$

де ρ_{T1} і ρ_{T2} – густини важкого й легкого рівноспадних зерен відповідно.

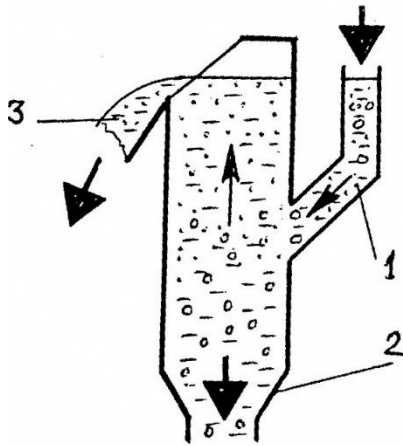


Рис. 7.3. Схема безперервної мокрої класифікації під дією сили тяжіння у висхідному потоці рідини:
1 – патрубок вихідного матеріалу; 2 – крупний клас;
3 – дрібний клас

Для зерен розміром 0,1–2,0 мм:

$$e = [(\rho_{T1} - \rho_p) / (\rho_{T2} - \rho_p)]^{2/3},$$

а для зерен розміром 0,1 мм і менше:

$$e = [(\rho_{T1} - \rho_p) / (\rho_{T2} - \rho_p)]^{1/2}.$$

Як видно з наведених залежностей, значення коефіцієнта рівноспадності змінюється зі зміною розмірів зерен розділюваної суміші.

Для ефективного розділення зерен різних мінералів слід забезпечити крупність зерен суміші у границях коефіцієнта рівноспадності (наприклад, якщо коефіцієнт рівноспадності становить 3,95, то для ефективного розділення необхідно, щоб відношення максимального й мінімального розмірів зерен у суміші не перевищувало чотири).

Усе викладене справедливе для поодиноких зерен, тобто для умов вільного осадження. Але в практиці класифікування найчастіше спостерігається стиснене осадження, тобто рух великої кількості зерен у вигляді більш чи менш щільної маси, які крім впливу гравітаційних сил і сил опору середовища зазнають динамічної дії навколишніх зерен, що безперервно стикаються.

Швидкість стисненого осадження $w_{ст}$, яка завжди менша, ніж швидкість вільного, можна приблизно оцінити за допомогою залежності:

$$w_{ст} = K w_o,$$

де K – коефіцієнт зниження швидкості (наприклад, для кварцу він становить 0,362, а для свинцевого блиску – 0,288).

7.1.2. Повітряна сепарація

Повітряна сепарація застосовується для сортування дрібних частинок, коли тонина розмелювання відповідає сити N_0 01... 0085 і нижче. При класифікації таких частинок продуктивність класифікаторів дуже низька.

Принцип дії повітряної класифікації такий же, що і гідравлічної класифікації. Розділення може відбуватися як під дією сили тяжіння, так і за рахунок відцентрових сил.

Існують відповідні апарати:

- 1) з горизонтальним повітряним потоком;
- 2) з комбінованим, в яких матеріал розділяється в полі відцентрових сил і відводиться з апарату під дією сили тяжіння;
- 3) з проточним рухом, в яких вертикальний повітряний потік створюється окремим вентилятором.

Основні апарати: відстійний газохід, комбінований апарат із замкнутим циклом за повітрям, повітря-прохідний сепаратор .

7.2 Приклад розрахунку сепаратора

Визначити габарити (висоту та діаметр) вертикального газосепаратора-водовідділювача (рисунок 7.1), в який з десорбера після конденсації поступає сирий газовий бензин $g_{\delta}=31$ газ, що не сконденсувався $g_{\varepsilon}=3,4$, та вода $g_{\delta}=9,5$. Частина бензину у кількості $g_0=1,0$ кг/с в якості зрошення повинна повернутися на верх ректифікаційної секції десорбера.

Тиск в сепараторі $p=305$ кПа, температура $t=35^{\circ}\text{C}$. Середня молекулярна маса газу $M=40$. Густина бензину при температурі $t=35^{\circ}\text{C}$ – $\rho_{\delta}=650$ кг/м³, води $\rho_{\varepsilon}=994$ кг/м³ (береться з Таблиці 3.7 – Теплофізичні властивості води)

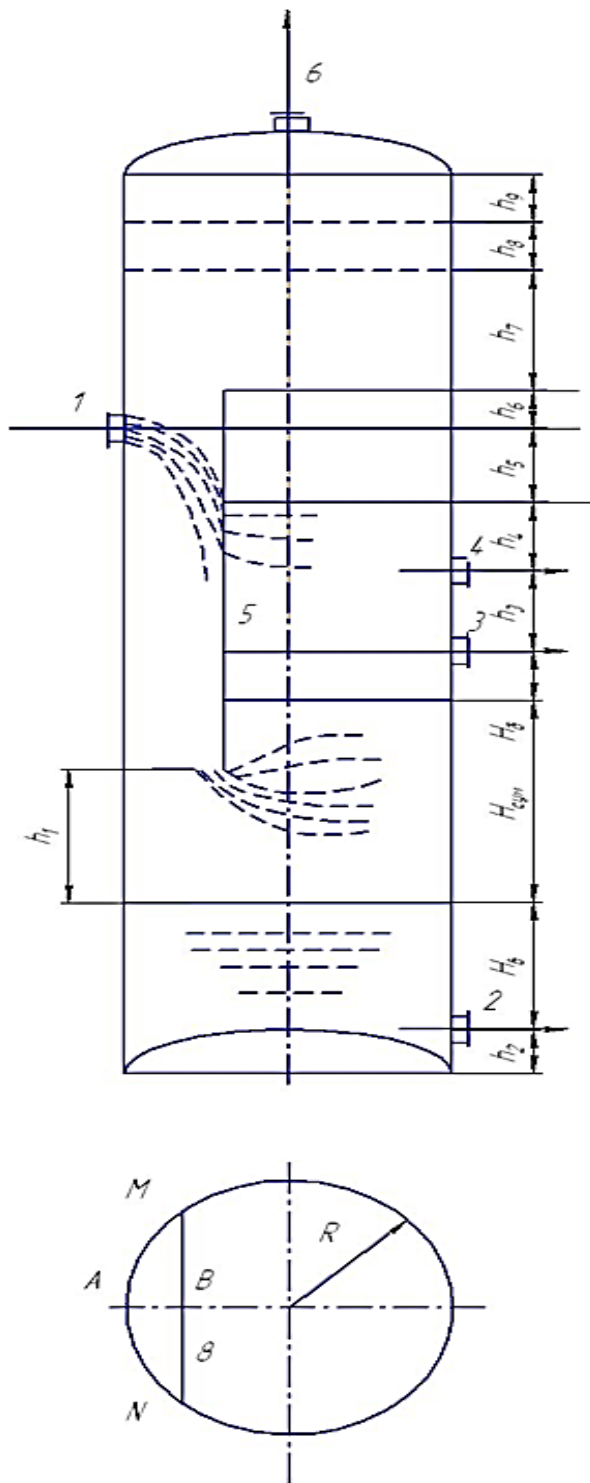


Рисунок 7.1 – Схема вертикального газосепаратора-водовідділювача

Вирішення:

1) Визначення діаметра корпусу апарату.

Знайдемо об'ємні витрати через сепаратор бензинової суміші V_6 , $\text{м}^3/\text{с}$
та газу V_2 , $\text{м}^3/\text{с}$:

$$V_{\text{сум}} = \frac{g_{\text{б}}}{\rho_{\text{б}}} + \frac{g_{\text{в}}}{\rho_{\text{в}}} = \frac{31}{650} + \frac{9,5}{994} = 0,06 \text{ м}^3/\text{с},$$

$$V_z = 22,4 \cdot \frac{g_z}{M_z} \cdot \frac{T}{273} \cdot \frac{101,3}{p} = 22,4 \cdot \frac{3,4}{40} \cdot \frac{(35 + 273)}{273} \cdot \frac{101,3}{305} = 0,71 \text{ м}^3/\text{с}$$

Розшарування суміші бензину та води в стані спокою розпочинається практично відразу, але практично повне розшарування відбувається через 15...20 хвилин.

При розрахунку безперервно діючих вертикальних відстійників для розділення суміші бензин-вода зазвичай приймається середня швидкість в зоні відстоювання в межах $\omega_1 = 0,002 \text{ К } 0,005 \text{ м/с}$, а час перебування суміші в цій зоні орієнтовно в межах $\tau_1 = 15 \text{ К } 20 \text{ хв}$.

Для апарату, що розраховується приймаємо швидкість відстоювання $\omega_1 = 0,003 \text{ м/с}$, а час перебування суміші в цій зоні приймемо $\tau_1 = 20 \text{ хв} = 1200 \text{ с}$. Тоді необхідна площа перерізу зони відстоювання рідкої фази буде:

$$S_1 = \frac{V_{\text{сум}}}{\omega_1} = \frac{0,06}{0,003} = 20, \text{ м}^2$$

З іншого боку вільний переріз ($S_1, \text{ м}^2$) зони відстоювання рідкої фази в найвужчому перерізі відповідає різниці площ поперечного перерізу корпусу сепаратора $S = \pi \cdot R^2, \text{ м}^2$ та площі S_2 сегмента MAN (рисунок 7.2), який утворено вертикальною перегородкою:

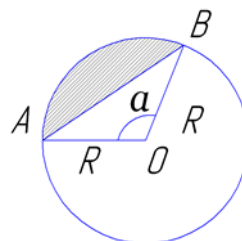


Рисунок 7.2 – Схема знаходження площі сегмента

$$S_1 = S - S_2 = \pi \cdot R^2 - S_2 = \pi \cdot 3^2 - 4,63 = 23,63, \text{ м}^2$$

де R – радіус корпусу сепаратора (обирається самостійно), м.

Вертикальна перегородка забезпечує плавний вхід рідкої суміші в зону розділення. Площа сегменту S_2 сегмента MAN можна визначити з залежності:

$$S_2 = \frac{R^2}{2} \cdot \left(\pi \cdot \frac{\alpha^0}{180^0} - \sin(\alpha^0) \right) = \frac{3^2}{2} \cdot \left(\pi \cdot \frac{60^0}{180^0} - \sin(60^0) \right) = 4,63, \text{ м}^2$$

Звідки отримуємо діаметр сепаратора:

$$D = \sqrt{\frac{4S_1}{\left| \pi - \frac{R^2}{2} \cdot \left(\pi \cdot \frac{\alpha^0}{180^0} - \sin(\alpha^0) \right) \right|}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 23,63}{\left| \pi - \frac{3^2}{2} \cdot \left(\pi \cdot \frac{60^0}{180^0} - \sin(60^0) \right) \right|}} = 7,33, \text{ м}$$

У зв'язку з тим, що сепаратор комбінований, необхідно перевірити, чи достатня площа перетину апарату для ефективного відділення газу. Для запобігання виносу краплин бензину знайдемо допустиму швидкість газового потоку в сепараторі ω_2 , м/с по залежності, запропонованій Обрядчиковим та Хохряковим:

$$\omega_2 = 0,0334 \cdot \sqrt{\frac{\rho_p}{\rho_z}} = 0,0334 \cdot \sqrt{\frac{650}{4,79}} = 4,53, \text{ м/с}$$

де ρ_p та ρ_z – густини рідини (бензину) та газу, відповідно, кг/м³.

Густину газу можна визначити за залежністю:

$$\rho_z = \frac{g_z}{V_z} = \frac{3,4}{0,71} = 4,79.$$

Тоді необхідний діаметр корпусу сепаратора при розрахунку за газовим потоком буде:

$$D' = \sqrt{\frac{4 \cdot V_g}{\pi \cdot \omega_2}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,71_z}{\pi \cdot 4,53}} = 0,45, м$$

Для запобігання виносу краплин бензину газовим потоком та одночасного забезпечення розділення суміші бензину та води вибираємо більший зі знайдених діаметрів D та D' , та округляємо до найближчого стандартного діаметра. В нашому випадку обираємо діаметр 7,33м та округлюємо його відповідно до 7,4м

2) Визначення висоти корпусу апарату.

Спочатку визначимо необхідну висоту зони відстоювання суміші $H_{сум}$. Для цього задаємося відстанню h_1 від нижнього зрізу вертикальної перегородки до рівня чистої води («водяної подушки»). Можна прийняти орієнтовно $h_1 = 0,7 \cdot H_{сум}, м$.

При прийнятому часі відстоювання суміші води та бензину $\tau_1 = 20 хв = 1200 с$ для цієї зони можна скласти наступне балансове рівняння:

$$0,7 \cdot H_{сум} \cdot S + 0,3 \cdot H_{сум} \cdot S_1 = \tau \cdot V_{сум},$$

Звідки визначається висота зони відстоювання суміші:

$$H_{сум} = \frac{\tau \cdot V_{сум}}{0,7 \cdot S + 0,3} = \frac{1200 \cdot 0,06}{0,7 \cdot \pi \cdot 3^2 + 0,3} = 3,59,$$

та відстань h_1 від нижнього зрізу вертикальної перегородки до рівня чистої води («водяної подушки»):

$$h_1 = 0,7 \cdot H_{сум} = 0,7 \cdot 3,59 = 2,513, м.$$

Висота рівня чистої води («водяної подушки») має велике значення для запобігання виносу краплин бензину з водяним потоком, що відводиться з апарату, у промисловості зазвичай висоту шару «водяної подушки» $H_{\text{в}} \approx 0,5 \text{ K } 0,6 \text{ м}$.

Для запобігання попадання краплин води разом зі зрошенням в ректифікаційну колону в сепараторі необхідно мати шар чистого бензину висотою, не меншу $H_{\text{в}} \geq 0,5 \text{ м}$. З іншого боку, при виході з ладу системи відведення води висота чистого бензину повинна гарантувати відсутність води у бензині не менше деякого часу $\tau_2, \text{ с}$, достатнього для знаходження та усунення причини поломки системи відведення води. Тому умовою вибору $H_{\text{в}}$ може бути вираз:

$$0,5 \leq H_{\text{в}} \geq \frac{g_{\text{в}} \cdot \tau_2}{\rho_{\text{в}} \cdot S_1} = \frac{9,5 \cdot 1800}{994 \cdot 23,63} = 0,73 ,$$

де τ_2 – час, достатній для знаходження та усунення причини поломки системи відведення води, приймаємо $\tau_2 = 30 \text{ хв} = 1800 \text{ с}$.

Для забезпечення можливості регулювання кількості зрошення, що подається в ректифікаційну частину десорбера, висоту h_3 між штуцером 3 бензинового зрошення та штуцером 4, через який відводиться бензин до буферної ємності, визначаємо виходячи з десятихвилинного запасу кількості бензину на зрошення:

$$h_3 = \frac{g_0 \cdot \tau_3}{\rho_{\text{в}} \cdot S_1} = \frac{1,0 \cdot 600}{650 \cdot 23,63} = 0,04 ,$$

де g_0 – частина бензину, яка в якості зрошення повинна повернутися на верх ректифікаційної секції десорбера, кг/с ;

τ_3 – десятихвилинний запас кількості бензину на зрошення $\tau_3 = 10 \cdot 60 = 600 \text{ с}$.

Висоту h_4 шару бензину над штуцером 4 для забезпечення роботи регулятора рівня бензину в апараті можна прийняти $h_4 = 0,5 \text{ м}$.

Штуцер 1, через який поступає початкова суміш для кращого відділення газів, що не сконденсувалися від рідкої фази доцільно встановити трохи вище рівня рідини в апараті, приймаємо $h_5 = 0,4 \text{ м}$.

Для того, щоб унеможливити перекид рідини через вертикальну перегородку її верхній край повинен дещо вищий штуцера 1, приймаємо $h_6 = 0,6 \text{ м}$.

При тимчасовому виході з ладу регулюючих клапанів на лініях, через які відводяться потоки, незважаючи на можливе підняття рівня рідини в апараті, апарат повинен забезпечувати безперебійну роботу протягом деякого часу, тобто при цьому під відбійником повинен залишатися простір висотою не менше 0,5м.

Раніше уже був прийнятий гарантований час $\tau_2, \text{с}$ безперебійної роботи апарату при виході з ладу регулюючого клапана. Таким чином необхідно виконати умову:

$$h_5 + h_6 + h_7 \geq \frac{V_{\text{сум}} \cdot \tau_2}{S} + 0,5 ,$$

звідки мінімальна необхідна величина h_7 висоти вільного простору під відбійником для нормальної роботи сепаратора:

$$h_7 = \left(\frac{V_{\text{сум}} \cdot \tau_2}{S} + 0,5 \right) - (h_5 + h_6) = \left(\frac{0,06 \cdot 1800}{\pi \cdot 3^2} + 0,5 \right) - (0,4 + 0,6) = 3,32$$

Висоту h_7 вільного простору під відбійником для нормальної роботи сепаратора повинна бути не менше $h_7 = 0,5 \text{ м}$.

Висота відбійника h_8 залежить від його конструкції, іноді в якості відбійника використовують одну або дві ректифікаційні тарілки. У випадку

двох ректифікаційних тарілок висота відбійної зони буде дорівнювати відстані між тарілками, тобто $h_8 = 0,6 \text{ м}$. Цю ж висоту можна прийняти і для інших конструкцій відбійника.

Висота вільного об'єму циліндричної частини апарата над відбійником приймаємо $h_9 \approx 0,5 \text{ м}$.

Висота h_2 розташування штуцера 2 для відводу води залежить від конструкції нижньої частини сепаратора. Для вибраної конструкції сепаратора приймаємо $h_2 \approx 0,3 \text{ м}$.

Загальна висота циліндричної частини апарату:

$$H = H_{\text{в}} + H_{\text{см}} + H_{\text{б}} + \sum_2^9 h_i = H_{\text{в}} + H_{\text{см}} + H_{\text{б}} + h_2 + h_3 + h_4 + h_5 + h_6 + h_7 + h_8 + h_9 = \\ = 0,6 + 3,59 + 0,7 + 0,3 + 0,04 + 0,5 + 0,4 + 0,6 + 3,32 + 0,6 + 0,9 = 11,55$$

7.3 Завдання для розрахунку газосепаратора-водовідділювача

Визначити габарити (висоту та діаметр) вертикального газосепаратора-водовідділювача (рисунок 1), в який з десорбера після конденсації поступає сирий газовий бензин $g_{\text{б}} = 1,0 + N_{\text{вар}}$, газ, що не сконденсувався $g_{\text{г}} = 0,4 + 0,1 \cdot N_{\text{вар}}$, та вода $g_{\text{в}} = 0,5 + 0,3 \cdot N_{\text{вар}}$. Частина бензину у кількості $g_0 = 1,0 \text{ кг/с}$ в якості зрошення повинна повернутися на верх ректифікаційної секції десорбера. Тиск в сепараторі $p = 305 \text{ кПа}$, температура $t = 35^\circ \text{C}$. Середня молекулярна маса газу $M = 40$. Густина бензину при температурі $t = 35^\circ \text{C}$ – $\rho_{\text{б}} = 650 \text{ кг/м}^3$, води $\rho_{\text{в}}$, кг/м^3 береться з Таблиці 3.7 – Теплофізичні властивості води.

8. РОЗРАХУНОК ГОРИЗОНТАЛЬНИХ ЦИЛІНДРИЧНИХ ДЕГІДРАТОРІВ

У процесі руху суміші нафти і води з пласта на денну поверхню, а також по промислових трубопроводах утворюються водонафтові емульсії. За характером дисперсійного середовища і дисперсної фази розрізняють два типи нафтових емульсій: «вода в нафті» і «нафта у воді». Тип емульсії в основному залежить від співвідношення обсягів фаз, а також від температури, поверхневого натягу на межі фаз «нафта – вода» та ін. Однією з найважливіших характеристик емульсій є діаметр крапель дисперсної фази, тому що від нього залежить швидкість їх осадження і руйнування емульсії. Для руйнування нафтових емульсій застосовуються декілька методів [15]:

- гравітаційне холодне розділення;
- внутрішньотрубна деемульсація;
- термічний вплив;
- термохімічний вплив;
- електричний вплив;
- фільтрація;
- розділення в полі відцентрових сил.

Гравітаційне холодне розділення здійснюється, як правило, в сировинних резервуарах, коли нафта і вода не піддаються сильному перемішуванню та коли вміст пластової води в нафті досягає приблизно 60%. Відстоювання проводиться у відстійниках періодичної і безперервної дії [15].

Як відстійники періодичної дії зазвичай використовуються сировинні резервуари, аналогічні до резервуарів для зберігання нафти. Після заповнення таких резервуарів сирою нафтою вода під дією сил гравітації осідає в нижню частину.

У відстійниках безперервної дії відділення води здійснюється при безперервному проходженні нафто-водяної суміші через відстійник. Принципова схема відстійника безперервної дії наведена на рис.8.1.

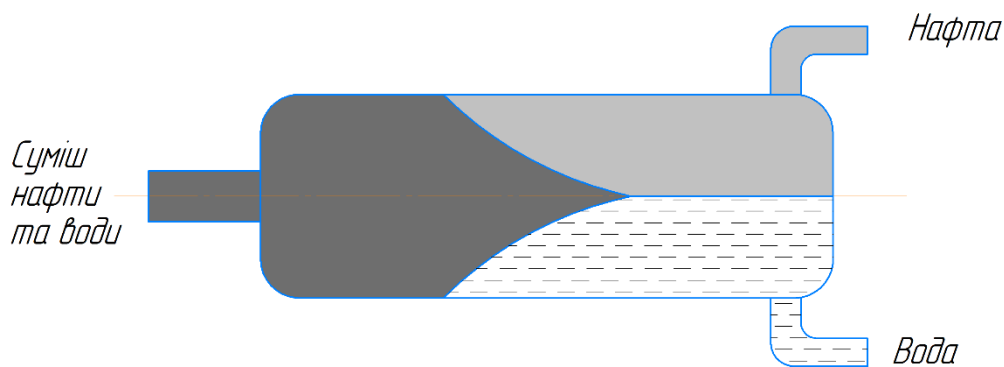


Рисунок 8.1 – Принципова схема відстійника безперервної дії

8.2 Приклад розрахунку горизонтальних циліндричних дегідраторів.

Завдання: Розрахувати систему горизонтальних циліндричних дегідраторів безперервної дії для відстоювання нафти від води та механічних домішок.

Витрати нафти $G=2200+100 \cdot N_{вар}$ m^3/c . Час відстоювання $\tau=1,5+0,01 \cdot N_{вар}$ години, розміри одного дегідратора: діаметр $D=2+0,1 \cdot N_{вар}$ м, довжина $L=9+0,2 \cdot N_{вар}$ м.

Приклад: Витрати нафти $G=2500 m^3/c$. Умови в дегідраторі: температура $t=120^{\circ}C$, тиск $p=0,9 MPa$. Густина нафти при цій температурі $\rho=808 kg/m^3$, кінематична в'язкість $\nu=2,53 mm^2/c$.

При розрахунках використовуємо практичні данні:

- час перебування нафти в дегідраторі $\tau=1 \dots 3$ години;
- допустима швидкість потоку $w=1 \dots 5 mm/c$.

Вирішення:

Прийmemo, що час відстоювання $\tau=2$ години, розміри одного дегідратора: діаметр $D=3$ м, довжина $L=10$ м.

Робочий об'єм одного апарату:

$$V_p = 0,785D^2L = 0,7853^210 = 70,65.m^3$$

Об'ємні витрати нафти:

$$V = \frac{2500*10^3}{24*3600*808} = 0,0358.m^3 / c$$

Середній час перебування нафти в системі з декількох (вважаємо N) відстійників визначимо як повний робочий об'єм системи, поділений на об'ємні витрати:

$$\tau = \frac{V_p N}{V}, c$$

Звідки знайдемо число відстійників:

$$N \geq \tau \frac{V}{V_p} = 2*3600*\frac{0,0358}{70,65} = 3,65$$

Приймаємо число відстійників $N=4$, після чого уточнюємо середній час перебування нафти в системі відстійників:

$$\tau = \frac{V_p N}{V} = \frac{70,65*4}{0,0358} = 2,19, c$$

Визначимо режим руху потоку в дегідраторах при паралельному та послідовному розташуванні.

А) При паралельному розташуванні:

Середня швидкість потоку:

$$w = \frac{V}{N \frac{\pi D_1^2}{4}} = \frac{0,358}{4*\frac{3,14*3^2}{4}} = 0,0013.m / c = 1,3.mм / c$$

Значення критерія Рейнольдса:

$$Re = \frac{wD}{\nu} = \frac{0,0013*3}{2,53*10^{-6}} = 1540$$

значення $Re < 2300$, тобто режим руху ламінарний, що необхідно для попередження перемішування частинок, що осідають і нафти у відстійниках.

Б) При послідовному розташуванні:

У цьому випадку швидкість потоку w' і значення критерія Рейнольдса Re' виростуть в N разів:

$$w' = \frac{V}{\frac{\pi D_1^2}{4}} = \frac{0,358}{\frac{3,14 \cdot 3^2}{4}} = 0,0052 \text{ м/с} = 5,2 \text{ мм/с}$$

$$Re' = \frac{w'D}{\nu} = \frac{0,0052 \cdot 3}{2,53 \cdot 10^{-6}} = 6160$$

За результатами розрахунків значення критерія Рейнольдса $Re'=6160$, тобто при послідовному розташуванні дегідраторів режим буде турбулентний (перехідний режим $2300 < Re < 3200$, турбулентний режим $3200 < Re < Re'=6160$). Тому дегідратори можна розташовувати лише паралельно.

8.3 Завдання для розрахунку горизонтальних циліндричних дегідраторів

Розрахувати систему горизонтальних циліндричних дегідраторів безперервної дії для відстоювання нафти від води та механічних домішок.

Витрати нафти $G=2200+100 \cdot N_{вар}$ т/с. Час відстоювання $\tau=1,5+0,01 \cdot N_{вар}$ години, розміри одного дегідратора: діаметр $D=2+0,1 \cdot N_{вар}$ м, довжина $L=9+0,2 \cdot N_{вар}$ м.

9. РОЗРАХУНОК ВІДПАРНОЇ КОЛОНИ

9.1 Фізична модель ректифікації

Ректифікація – процес розділення однорідної суміші рідин на складові шляхом протитечійного двостороннього тепло- масообміну між нерівноважними потоками парової і рідкої суміші.

Схема протитечійної взаємодії потоків пари та рідини на тарілках ректифікаційної колони показана на (рис. 9.1a).

Якщо в кубову частину колони підвести тепло в кількості Q , то рідина з концентрацією X_1 закипить і виділить парову фазу в кількості $G_{\text{п}}$ складу Y_1 , збагачену НКК. Парова суміш надходить на контактний пристрій – тарілку і барботує через шар рідини, що перебуває на тарілці. У процесі взаємодії пари з рідиною відбувається часткова або повна конденсація пари, при цьому конденсація НКК у рідині підвищується до величини X_2 (при повній конденсації пари). Одночасно при конденсації пари виділяється теплота конденсації, під дією якої рідина на тарілці закипає й виділяє нову парову фазу, збагачену НКК, при цьому рідина збіднюється НКК і одночасно збагачується ВКК та по переливному пристрою перетікає на нижню тарілку. Потік пари з концентрацією Y_2 надходить на розміщену вище тарілку, і процеси конденсації пари – кипіння рідини повторюються.

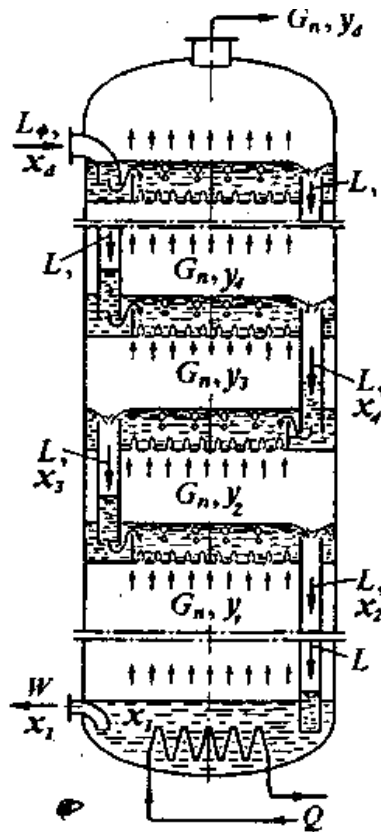
Після багаторазового повторення процесу по висоті колони з верхньої тарілки виводиться пара з концентрацією НКК, що дорівнює $Y_{\text{д}}$. Пара надходить у холодильник-конденсатор, де конденсується, утворюючи дистилат. Одночасно з нижньої частини колони відводиться кубовий залишок $G_{\text{в}}$, що представляє собою практично чистий ВКК.

Таким чином, контактні пристрої – тарілки ректифікаційної колони можна розглядати як свого роду тепломасообмінні елементи конденсаторів-випарників, у яких одночасно протікають теплообмінні процеси (конденсації

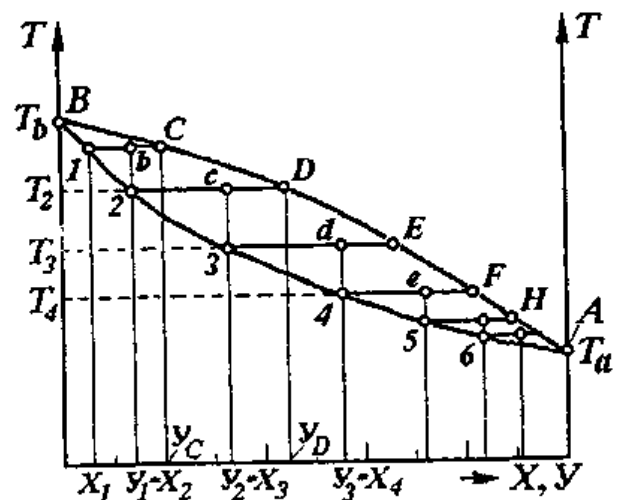
парової фази та випаровування рідини), і відбуваються масообмінні процеси між взаємодіючими паровою і рідкою фазами.

На (рис. 9.1 б) показаний хід процесів фазового переходу (випаровування і конденсації) на тарілках ректифікаційної колони в координатах діаграми температура-концентрація ($t-X-Y$) за певного тиску.

Нижня крива $T_b-1-2-3-4-5-6-T_a$, (рис 19.1 б), відображає зміну температур кипіння бінарного розчину на тарілках залежно від концентрації розчину.



а



б

а схема процесів конденсації-випарювання на тарілках
ректифікаційної колони

б хід процесів на тарілках у діаграмі $t - X, Y$.

Потоки: L – рідка фаза; G_n – парова фаза; W – кубовий залишок;

Q – теплоносії

Рисунок 9.1 - Ректифікація бінарної суміші

Верхня крива *BCDEFA* відображає температури конденсації та концентрацію компонентів у паровій фазі, що має рівноважний склад з киплячою рідиною. Горизонтальні лінії – ізотерми між кривими відображають процеси фазового переходу, що протікають на тарілках залежно від температури й концентрації речовин у фазах.

Розглянемо роботу однієї з тарілок ректифікаційної колони (наприклад, другої тарілки знизу). На цю тарілку знизу надходить парова фаза складу y_1 з температурою T_2 (т.2 рис. 9.1 б). При контакті пари з рідиною на тарілці відбувається її часткова (процес 2 - с) або повна (процес 2 - D) конденсація, при цьому залежно від степеня конденсації пари на тарілці утворюється конденсат складу $x_3 = y_2$ (при частковій конденсації) або y_D (при повній конденсації пари). Процес конденсації супроводжується виділенням тепла, тому рідина нагрівається та починається процес її випаровування. Відповідно до інтенсивності процесів тепломасообміну на тарілці змінюється (звичайно знижується знизу вгору) температура кипіння рідини. На реальній тарілці положення точки *c* визначає співвідношення між робочими концентраціями речовини у фазах, при цьому за правилом важеля відрізок 2-с визначає частку НКК, що перейшла у парову фазу, а відрізок 2-D визначає частку НКК, що залишилась у паровій фазі. Процеси конденсації та випаровування на тарілках, що знаходяться вище, відбуваються за подібною схемою.

Положення точок (*b*, *c*, *d* ...) на лініях кипіння – конденсації не є фіксованим і визначається швидкістю руху потоків (пари і рідини), швидкістю випаровування (конденсації), температурою і концентрацією компонентів у фазах, а також конструкцією тарілки.

На реальних тарілках практично ніколи не досягаються значення рівноважних концентрацій НКК у фазах. На теоретичній тарілці концентрація НКК у паровій фазі могла б досягти величини рівноважної концентрації, що визначається положенням кривої конденсації *BCDEFHA*.

Звичайно, описана схема роботи ректифікаційної колони є певною мірою умовною, тому що температури на сусідніх тарілках відрізняються незначною величиною, а частки випарюваної та конденсованої фаз на тарілках залежать як від властивостей компонентів суміші, масової витрати потоків і тиску в колоні, так і від конструкції та ефективності роботи контактних пристроїв.

Якщо знехтувати втратами теплоти, то можна вважати, що при конденсації n моль пари з концентрацією Y_1 утворюється n моль пари $-Y_2$ ($Y_2 > Y_1$). Можливо також вважати, що мольна кількість пари, яка піднімається в колоні, постійна $G = \text{const}$.

Стабілізація нафти. Під процесом стабілізації нафти розуміють відокремлення від неї легких (пропан-бутанових і частково бензинових) фракцій з метою зменшення втрат нафти при її подальшому транспортуванні [16].

Стабілізація нафти здійснюється методом гарячої сепарації або методом ректифікації. При гарячій сепарації нафту спочатку нагрівають до температури 40 ... 80°C, а потім подають у сепаратор. Легкі вуглеводні, що виділяються при цьому, відсмоктуються компресором і направляються в холодильну установку. Тут важкі вуглеводні конденсуються, а легкі збираються і закачуються в газопровід [16].

При ректифікації нафту піддають нагріву в спеціальній стабілізаційній колоні під тиском і при підвищених температурах (до 240°C). Відокремлені в стабілізаційній колоні легкі фракції конденсують і перекачують на газофракційні установки або на газопереробні заводи (ГПЗ) для подальшої переробки [16].

9.2 Алгоритм розрахунку відпарної колони

Кількість верхнього і нижнього продуктів колони

Розрахунки ведемо за алгоритмом, запропонованим авторами [17].

З рівняння матеріального балансу колони знаходимо кількість D верхнього продукту, що є чистим розчинником, тому, що рафінат практично нелетючий:

$$D = \frac{(c_1 - x_r)}{(y_d - X_r)} \cdot G$$

де C_i - концентрація розчинника в сировині, X_R - концентрація розчинника в залишку, y_D - концентрація розчинника в дистиляті.

Кількість нижнього продукту колони (рафінату):

$$R = G - D$$

Визначення елементів ректифікації.

Перший міжтарілочний простір (рисунок 9.2).

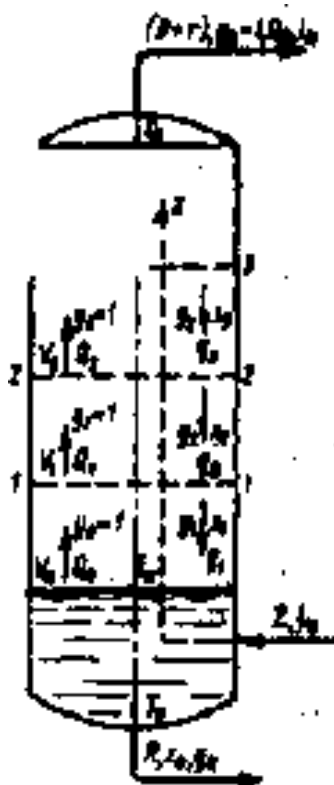


Рисунок 9.2 Розрахункова схема теплового балансу

Кількість розчинника V_R , що відганяються з флегми, та стікає в низ колони, знаходимо з рівняння Авогадро-Дальтона:

$$\frac{Z}{V_r} = p_z \cdot \frac{18}{(p_{12} \cdot M)} \quad \text{звідки} \quad V_r = Z \cdot p_{12} \cdot \frac{M_1}{(p_z \cdot 18)} \quad (9.1)$$

де p_{12} -парціальний тиск парів залишку, що складається з досить малої кількості розчинника (перший, низькокиплячий компонент) і рафіната (другий, висококиплячий компонент); p_z - парціальний тиск водяного пару.

Кількість водяної пари, що потрібна для відгонки розчинника:

$$Z = c_1 \cdot G$$

На основі промислових даних приймаємо температуру знизу колони $T=548 \text{ K}$ і знаходимо парціальний тиск парів залишку знизу колони за рівнянням ізотерми рідкої фази:

$$p_{12} = P_1 \cdot x_r^1 + p_{12}(1 - x_r) \quad (9.2)$$

де P_1 , p_{12} – тиск насичених парів відповідно розчинника і рафінату при T_r ; x_r – мольна частка розчинника в залишку.

Виходячи з того, що рафінат практично нелетючий, то $P_2 \approx 0$, а тому маємо

$$p_{12} = P_1 \cdot x_R \quad (9.3)$$

Щоб створити деякий запас роздільної здатності колони, приймемо тиск насиченої пари розчинника рівним тиску насиченої пари найтяжчого компонента - крезолу. Тиск насиченої пари крезолу при 548 K складає

$$P_1 = 5,2 \cdot 98,1 = 510,1 \text{ kH} / \text{м}^2 = 510,1 \text{ kPa}$$

Перерахуємо склад залишку із масових долей в мольні:

$$x_r^1 = x_r \cdot \frac{M_R}{M_1} \quad (9.4)$$

де $M_1=100$ – молекулярна маса розчинника. M_R - молекулярна маса залишку, що дорівнює

$$M_r = \frac{1}{x_r / M_1} + \frac{1 - x_r}{M_2} \quad (9.5)$$

иходячи з того, що X_R - величина дуже мала

$$M_r \approx M_2,$$

отже $x_r' = x_r \frac{M_2}{M_1}$

$$p_{12} = P_1 \cdot x_r'$$

Парціальний тиск водяної пари ($\pi = 101,4 \cdot 1000 \text{ Па}$):

$$p_z = \pi - p_{12}$$

Підставивши числові значення в рівняння Авогадро–Дальтона, отримаємо

$$V_r = \frac{Z \cdot p_{12} \cdot M_1}{p_z \cdot 18}$$

Кількість g_1 флегми, що стікає з нижньої тарілки (рис. 9.2), знайдемо з рівняння матеріального балансу об'єму колони, що знаходиться між її низом і першим міжтарілочним простором (під першою тарілкою)

$$g_1 = V_r + R$$

склад цієї флегми визначимо з рівнянь концентрації для цього ж перерізу колони:

$$x_1 \cdot g_1 = V_r \cdot y_r + R \cdot x_r$$

Звідки:

$$x_1 = \frac{V_r \cdot y_r + R \cdot x_r}{g_1} \quad (9.6)$$

Тут $y_1 \approx 1$, тому що в будь-кому перерізі колони пари складаються тільки з розчинника, а рафінат практично не летючий. Мольний склад флегми:

$$x'_1 = \frac{1}{\left(1 + \frac{M_1}{M_r} \cdot \left(\frac{1}{x_1} - 1\right)\right)}$$

Тепер визначимо ентальпію і температуру флегми.

Ентальпію флегми знайдемо з відгонної колони рівняння об'єму колони, що знаходиться між її низом і першим міжтарілочним простором:

$$g_1 \cdot q_1 + Z \cdot i_0 = V_r Q_r + Z \cdot i_r + R \cdot q_R, \text{ звідки } q_1 = \frac{V_r \cdot Q_r + Z \cdot (i_r - i_0) + R \cdot q_R}{q_1} \quad (9.7)$$

де Q_R - ентальпія парів розчинника при $T_R \sim 548 \text{ K}$ кДж/кг ; q_R - ентальпія залишку ари $T=548\text{K}$, кДж/кг ; i_0 - ентальпія водяної пари при її подачі в колону, ентальпію q_R парів розчинника визначаємо, як величину, середню, між ентальпіями парів фенола і крезолу користуючись поліномом. Ентальпію q_R залишку знаходимо з поліному, рахуючи його чистим рафінадом, ентальпію перегрітої водяної пари знаходимо з (2),'

$$Q_r = 990 \text{кДж/кг}; q_r = 628 \text{кДж/кг}, i_o = i_r = 3030 \text{кДж/кг}$$

Після підстановки в рівняння числових значень величин, знайдемо:

$$q_1 = \frac{(7,03 \cdot 990 + 800(3030 - 3030) + 39200 \cdot 628)}{39207,03} = 628 \text{кДж/кг}$$

Через малий вміст у флегмі g_1 розчинника (x_1), можна без помітної похибки, вважати її чистим рафінадом. Ентальпії флегми q_1 .

відповідає температура $T_1 = T_r$. Такий збіг температур пояснюється тільки тим, що знизу колони з флегми випаровується всього розчинника, то практично не впливає на температури потоків g_1 і R .

Таким чином, для першого міжтарілочного простору визначено всі елементи ректифікації і можна перейти до другого міжтарілочного простору.

Другий міжтарілочний простір (між першою і другою, тарілками),

Для всіх наступних міжтарілочних просторів розрахунок проводимо по тій же схемі, що і для першого міжтарілочного відділення

Парціальний тиск парів розчинника, що покинув першу (нижню) тарілку:

$$p_{12} = P_1 \cdot x'_1$$

де P - тиск насиченої пари крезолу при температурі на першій тарілці T .

Парціальний тиск водяної пари:

$$p_z = P_1 - p_{12}$$

Кількість парового потоку парів розчинника, що підіймаються з першої тарілки, за рівнянням Авогадро-Дальтона:

$$V_1 = \frac{Z \cdot M_1 \cdot P_{12}}{p_z \cdot 18}$$

Кількість флегми, що стікає з другої тарілки на першу;

$$g_2 = V_1 + R$$

Склад флегми в масових долях:

$$x_2 = \frac{V_1 \cdot y_1 + R \cdot x_r}{g_2},$$

де $y \approx 1$, оскільки пари складаються переважно тільки з розчинника. Склад флегми в мольних долях:

$$x'_2 = \frac{1}{\left(1 + \frac{M_1}{M_r} \cdot \left(\frac{1}{x_2} - 1\right)\right)}$$

Ентальпія флегми:

$$q_2 = \frac{V_1 \cdot Q_1 + Z(i_r - i_0) + R \cdot q_0}{g_2}$$

Ентальпії окремих потоків залишилися такими самими, що і в першому міжтарілочному відділенні, тому, що $T_1 = T_R$. Через малий вміст у флегмі розчинника (x_2), можна без помітної похибки вважати її чистим рафінатом.

Тому її ентальпія q_2 буде, як раніше відповідати температура $T_2 = T_1 = T_R$.

За аналогією продовжується розрахунок в третьому, четвертому, п'ятому і т.д. міжтарілочному просторі. Після чого проводиться аналіз отриманих даних. І коли кількість парів розчинника V значно переважає його кількість, що міститься в сировині, яке подається в колону, чого бути не може, тому, що ні в які інші точки колони розчинник ззовні не подається; а також коли кількість флегми g , що стікається на попередню тарілку, більша, ніж кількість сировини G , що подається в колону, чого також не може бути, тому, що на верх колони ніякого зрошення не подається; обирається, при вибраній витраті водяної пари, прийнятій температурі низу колони і заданому вмісту розчинника для відгонки розчинника необхідні лише крайні теоретичні тарілки.

Тоді з верхньої тарілки в секцію живлення колони буде поступати V парів розчинника, а на цю тарілку з секції живлення будуть поступати g флегми з вмістом розчинника x . При цьому температура в секції, а отже і зверху колони буде дорівнювати T_R .

Частка відгону сировини в секції живлення колони [1].

Знаючи склад сировини і його рівноважних парової і рідкої фаз при $T_D = T_4$, знаходимо масову долю відгону за рівнянням

$$e = \frac{c_1 - X_G}{y_G - X_G} \quad (9.8)$$

де c_1 - масова частка розчинника в сировині; $X_G = X_4$ - масова частка розчинника в паровій фазі сировини, y_G - масова доля розчинника в паровій фазі.

Підставивши числові значення розраховується e .

Кількість розчинника, що відганяється з сировини в секції живлення

$$V_c = e \cdot G$$

Тоді кількість рідкої фази сировини, що поступає із секції живлення на верхню тарілку:

$$g_c = G - V_c$$

Воно майже дорівнює кількості флегми g_c та g_4 . Незначна різниця між g_c і g_4 пояснюється тим, що ми з самого початку розрахунків знехтували малим вмістом розчинника в залишку.

Ентальпія і температура сировини на вході в колону

Ентальпія сировини, що подається в колону визначається із рівняння теплового балансу всієї колони:

$$G_{qG} + Z_{io} = D \cdot Q_D + R \cdot q_R + Z_{iD} \quad (9.9)$$

де q_G - шукана ентальпія сировини, кДж/кг; q_D - ентальпія пари верхнього продукту колони - розчинника при T_d , i_D - ентальпія перегрітої водяної пари.

Будемо вважати, що $i_d \approx i_o$ тоді:

$$g_D = \frac{D \cdot Q_D + R_{qR}}{G}$$

По ентальпії сировини визначимо його температуру, вважаючи сировину чистим рафінатом. Температура сировини на вході в колону має бути $T_c = T_D = 550,5\text{K}$. Це пояснюється тим, що в секції живлення відганяється від сировини лише незначна доля розчинника ($e = 0.003$).

Діаметр колони [1].

Для розрахунку діаметра колони використаємо формулу (рисунок 9.3):

$$D_B = \sqrt{4 \cdot \frac{(D + Z)}{(\Pi \cdot \Pi)}} \quad (9.10)$$

де D_B -внутрішній діаметр колони, м; D -кількість верхнього продукту, кг/ч. Z -кількість водяної пари, кг/ч, Π - допустима швидкість парів в повному (вільному) перерізі колони, кг/(м²*год).



Рисунок 9.3 - Схема для розрахунку робочої висоти колони

У зв'язку з тим, що навантаження по рідині дає відносно менший вплив на роботу колони, чим парова, допустиму швидкість парів визначимо по формулі Саудерса та Брауна. Виберемо тарілки з круглими ковпачками. Відстань між тарілками $h=400\text{мм}$.

Найдемо допустиму передню швидкість парів [1]:

$$u = 0,305 \cdot c \cdot \sqrt{p_n \cdot (p_p - p_n)} \quad (9.11)$$

де $c=450$ - коефіцієнт; p_n та p_p - густина відповідно парів та рідини для розрахункового перерізу колони, кг/м.

Розрахунковим перерізом в колоні буде її верхній переріз, оскільки за одиницю часу через нього проходить найбільший об'єм пари. Температура в цьому перерізі $T=550,5\text{ K}$. Визначимо попередньо середню молекулярну масу парів на верху колоні, знаючи, що за 1 год. через цей переріз проходить 800 кг розчинника який містить 50 мас.% фенолу та 50 мас. % крезолу і 800кг водяного пару. Отримаємо:

$$M = (D + Z) / (0,5D / M_{\phi} + 0,5D / M_{\kappa} + Z / 18)$$

де - M_{ϕ} -94 - молекулярна маса фенолу; M_{κ} =108-молекулярна маса крезолу.

Густина парів при тиску в колоні $P=101300\text{ Па}$ і $T=550,5\text{ K}$ визначається по формулі:

$$p_n = \frac{M \cdot 273}{22,4 \cdot T_D}$$

Густина рафінату при 550.5 K дорівнює $\rho=720\text{ кг/м}$ Тоді

$$u = 0,305 \cdot 450 \cdot \sqrt{0,675(720 - 0,675)} = 3000 \frac{\text{кг}}{\text{м}^2 \cdot \text{с}} = 0,83 \frac{\text{кг}}{\text{м}^2 \cdot \text{сек}}$$

Діаметр колоні:

$$D_B = \sqrt{4 \cdot (800 + 800) / (3,14 \cdot 3000)} = 0,82\text{ м}$$

Вибираємо відповідно з існуючими нормальми $D_B=1\text{ м}$. Перевіряємо отриманий діаметр по рідкому навантаженні. Прийmemo для тарілки сегментну зливну перегородку. Визначимо висоту підпору на зливній перегородці:

$$h_{zn} = 0,0028 \cdot K_1 \cdot \left(\frac{V}{L_{zn}} \right) \quad (9.12)$$

де K_1 -безрозмірний коефіцієнт, що враховує: зміну швидкості і звуження потоку рідини в результаті стискування його стінками, при підході до зливної перегородки 1,17; V -об'єм рідини, що перетікає з тарілки на тарілку, L_{zn} ,- довжина зливної перегородки, дорівнює

$$L_{zn} = (0,75 + 0,8)D_B \quad (9.13)$$

В нашому випадку:

$$V = \frac{g}{p_p}$$

Приймається $L_{zn}; D_B$.

Підставляючи числові значення в формулу, знайдемо

$$L_{zn} = 0,00284 \cdot 1,17 \cdot \left(\frac{55,4}{0,8} \right) = 0,0068 \text{ м}$$

Висота зливної перегородки L_{zn} для колон, подібних заданій коливається в межах 50.. 75 мм.

Прийmemo L_{zn} , і розраховується сума $L_{zn} + h_{zn}$.

Висоту верхньої камери колони прийmemo рівною $h_D = 1,5$ м (рисунк 9.3). Величина $(L_{zn} + h_{zn})$ менше h_d і h_i (рисунк 9.3) відповідно в 10,8 і 2,9 рази, що лежить в допустимих межах

Отже, прийняті параметри зливно приладу забезпечують нормальну роботу.

Висота колони [1].

Для забезпечення деякого запасу роздільної можливості колони приймаємо К.К.Д. тарілки $\eta_m = 0,4$ тоді число практичних тарілок в колоні буде (рисунк 9.3):

$$N_p = \frac{N_1}{\eta_1}$$

Де $N_1 = 3$ - число теоретичних тарілок

Висота затята тарілками (рисунк 9.3).

$$H_0 = (N_p - 1) \cdot N_1$$

Висота h_R нижньої камери колони розрахуємо, прийнявши семи хвилинний запас залишку(рафінату) та відстань від вільної поверхні рідини знизу колони до-нижньої тарілки рівним їм:

$$h_R = \frac{1 + R \cdot 7 \cdot 4}{60 \cdot p_p \cdot \Pi \cdot D_g^2}$$

Робоча висота колони:

$$H_R = h_D + h_0 + h_R$$

9.3 Приклад розрахунку відпарної колони

Вихідні данні:

продуктивність колони по сировині	$G=11$ кг/сек.;
вміст розчинника в сировині	$c_1=0,02$ мас.%;
склад розчинника	
фенолу	50 мас.%
крезолу	50 мас.%
густина рафінаду при температурі 293 К	$\rho_{293}=880$ кг/м;
молекулярні маси рафінаду	$M_2=620$;
	$M_1=100$;
тиск в колоні	$\pi=101,3$ кПа;
вміст розчинника в нижньому продукті колони	$X_R=0,005$ мас.%;
витрата перегрітої водяної пари	$Z=2$ мас.%.

Кількість верхнього і нижнього продуктів колони

Розрахунки ведемо за алгоритмом, запропонованим авторами [17].

З рівняння матеріального балансу колони знаходимо кількість D

верхнього продукту, що є чистим розчинником, тому, що рафінат практично нелетючий:

$$D = \frac{(c_1 - x_r)}{(y_d - X_r)} \cdot G = \frac{(0,02 - 0,00005)}{(1 - 0,00005)} \cdot 40000 = 800 \frac{\text{кг}}{\text{с}} = 0,2 \frac{\text{кг}}{\text{сек}}$$

де $C_1=0,02$ мас.%; - концентрація розчинника а сировині,
 $X_R=0,00005$ мас% - концентрація розчинника в залишку,
 $y_D \approx 1$ мас.% – концентрація розчинника дистиляті.

Кількість нижнього продукту колони (рафінату):

$$R = G - D = 40000 - 800 = 39200 \frac{\text{кг}}{\text{с}} = 11 \frac{\text{кг}}{\text{сек}}$$

Визначення елементів ректифікації.

Перший міжтарілочний простір (рисунок 9.2).

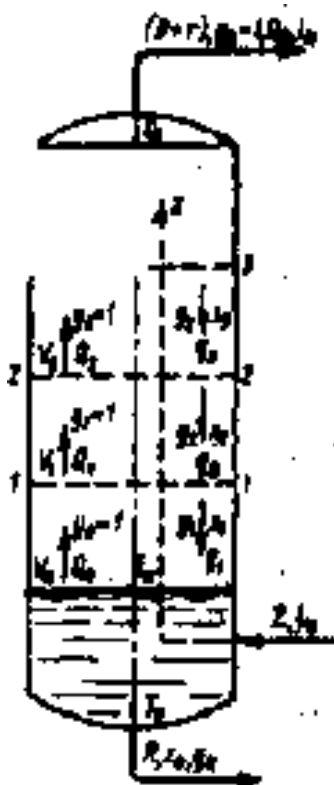


Рисунок 9.2 Розрахункова схема теплового балансу

Кількість розчинника V_R , що відганяються з флегми, та стікає в низ колони, знаходимо з рівняння Авогадро-Дальтона:

$$\frac{Z}{V_r} = p_z \cdot \frac{18}{(p_{12} \cdot M)} \quad \text{звідки} \quad V_r = Z \cdot p_{12} \cdot \frac{M_1}{(p_z \cdot 18)} \quad (9.1)$$

де p_{12} -парціальний тиск парів залишку, що складається з досить малої кількості розчинника (перший, низькокиплячий компонент) і рафіната (другий, висококиплячий компонент); p_z - парціальний тиск водяного пару.

Кількість водяної пари, що потрібна для відгонки розчинника:

$$Z = c_1 \cdot G = 0,02 \cdot 40000 = 800 \frac{\text{кг}}{\text{год}} = 0,2 \frac{\text{кг}}{\text{сек}}$$

На основі промислових даних приймаємо температуру знизу колони $T=548 \text{ K}$ і знаходимо парціальний тиск парів залишку знизу колони за рівнянням ізотерми рідкої фази:

$$p_{12} = P_1 \cdot x_r^1 + p_{12}(1 - x_r) \quad (9.2)$$

де P_1 , p_{12} – тиск насичених парів відповідно розчинника і рафінату при $T_r=548\text{K}$; x_r – мольна частка розчинника в залишку.

Виходячи з того, що рафінат практично нелетючий, то $P_2 \approx 0$, а тому маємо

$$p_{12} = P_1 \cdot x_R \quad (9.3)$$

Щоб створити деякий запас роздільної здатності колони, приймемо тиск насиченої пари розчинника рівним тиску насиченої пари найтяжчого компонента - крезолу. Тиск насиченої пари крезолу при 548 K складає

$$P_1 = 5,2 \cdot 98,1 = 510,1 \text{ кН} / \text{м}^2 = 510,1 \text{ кПа}$$

Перерахуємо склад залишку із масових долей в мольні:

$$x_r^1 = x_r \cdot \frac{M_R}{M_1} \quad (9.4)$$

де $M_1=100$ – молекулярна маса розчинника. M_R - молекулярна маса залишку, що дорівнює

$$M_r = \frac{1}{x_r / M_1} + \frac{1 - x_r}{M_2} \quad (9.5)$$

иходячи з того, що X_R - величина дуже мала

$$M_r \approx M_2,$$

$$\text{отже } x_r' = x_r \frac{M_2}{M_1} = 0,00005 \cdot \frac{620}{100} = 0,00031$$

$$p_{12} = P_1 \cdot x_r' = 510,1 \cdot 1000 \cdot 0,00031 = 160 \text{ Па}$$

Парціальний тиск водяної пари ($\pi = 101,4 \cdot 1000 \text{ Па}$):

$$p_z = \pi - p_{12} = 101,4 \cdot 1000 - 160 = 101,4 \cdot 10^3 \text{ Па}$$

Підставивши числові значення в рівняння Авогадро–Дальтона, отримаємо

$$V_r = \frac{Z \cdot p_{12} \cdot M_1}{p_z \cdot 18} = \frac{800 \cdot 0,16 \cdot 100 \cdot 100}{101,4 \cdot 1000 \cdot 18} = 7,03 \frac{\text{кг}}{\text{с}} = 0,001 \frac{\text{кг}}{\text{сек}}$$

Кількість g_1 флегми, що стікає з нижньої тарілки (рис. 9.2), знайдемо з рівняння матеріального балансу об'єму колони, що знаходиться між її низом і першим міжтарілочним простором (під першою тарілкою)

$$g_1 = V_r + R = 7,03 + 39200 = 39207,03 \frac{\text{кг}}{\text{с}} = 11 \frac{\text{кг}}{\text{сек}}$$

склад цієї флегми визначимо з рівнянь концентрації для цього ж перерізу колони:

$$x_1 \cdot g_1 = V_r \cdot y_r + R \cdot x_r$$

Звідки:

$$x_1 = \frac{V_r \cdot y_r + R \cdot x_r}{g_1} = \frac{7,03 + 39200 \cdot 0,00005}{39207,03} = 0,00023 \quad (9.6)$$

Тут $y_1 \approx 1$, тому що в будь-кому перерізі колони пари складаються тільки з розчинника, а рафінат практично не летючий. Мольний склад флегми:

$$x_1' = \frac{1}{\left(1 + \frac{M_1}{M_r} \cdot \left(\frac{1}{x_1} - 1\right)\right)} = \frac{1}{\left(1 + \frac{100}{620} \left(\frac{1}{0,00023} - 1\right)\right)} = 0,00145$$

Тепер визначимо ентальпію і температуру флегми.

Ентальпію флегми знайдемо з відгонної колони рівняння об'єму колони, що знаходиться між її низом і першим міжтарілочним простором:

$$g_1 \cdot q_1 + Z \cdot i_0 = V_r Q_r + Z \cdot i_r + R \cdot g_r, \text{ звідки } q_1 = \frac{V_r \cdot Q + Z \cdot (i_r - i_0) + R \cdot q_R}{q_1} \quad (9.7)$$

де Q_R -ентальпія парів розчинника при $T_R \sim 548 \text{ K}$ кДж/кг ; q_R -ентальпія залишку ари $T=548\text{K}$, кДж/кг ; i_0 - ентальпія'водяної пари при її подачі в колону, ентальпію q_R парів розчинника визначаємо, як величину, середню, між ентальпіями парів фенола і крезолу користуючись поліномом. Ентальпію q_R залишку знаходимо з поліному, рахуючи його чистим рафінадом, ентальпію перегрітої водяної пари знаходимо з (2),'

$$Q_r = 990 \text{кДж/кг}; q_r = 628 \text{кДж/кг}, i_o = i_r = 3030 \text{кДж/кг}$$

Після підстановки в рівняння числових значень величин, знайдемо:

$$q_1 = \frac{(7,03 \cdot 990 + 800(3030 - 3030) + 39200 \cdot 628)}{39207,03} = 628 \text{кДж/кг}$$

Через малий вміст у флегмі g_1 розчинника ($x_1 = 0.00023$), можна без помітної похибки, вважати її чистим рафінадом. Ентальпії флегми $q_1 = 628 \text{кДж/кг}$

відповідає температура $T_1 = T_r = 548\text{K}$. Такий збіг температур пояснюється тільки тим, що знизу колони з 39207.03 кг флегми випаровується всього $7,03\text{кг}$ розчинника, то практично не впливає на температури потоків g_1 і R .

Таким чином, для першого міжтарілочного простору визначено всі елементи ректифікації і можна перейти до другого міжтарілочного простору.

Другий міжтарілочний простір (між першою і другою, тарілками),

Для всіх наступних міжтарілочних просторів розрахунок проводимо по тій же схемі, що і для першого міжтарілочного відділення

Парціальний тиск парів розчинника, що покинув першу (нижню) тарілку:

$$p_{12} = P_1 \cdot x'_1 = 510,1 \cdot 1000 \cdot 0,000145 = 1740 \text{ Па}$$

де $P = 510 \cdot 10^3 \text{ Па}$ - тиск насиченої пари крезолу при температурі на першій тарілці $T = 548 \text{ К}$.

Парціальний тиск водяної пари:

$$p_z = P_1 - p_{12} = 101,3 \cdot 1000 - 740 = 100,56 \cdot 10^3 \text{ Па}$$

Кількість парового потоку парів розчинника, що підіймаються з першої тарілки, за рівнянням Авогадро-Дальтона:

$$V_1 = \frac{Z \cdot M_1 \cdot P_{12}}{p_z \cdot 18} = \frac{800 \cdot 100 \cdot 740}{100,56 \cdot 18} = 41,1 \text{ кг} / \text{с} = 0,011 \frac{\text{кг}}{\text{сек}}$$

Кількість флегми, що стікає з другої тарілки на першу;

$$g_2 = V_1 + R = 41,1 + 39200 = 39241,1 \text{ кг} / \text{с} = 11 \frac{\text{кг}}{\text{сек}}$$

Склад флегми в масових долях:

$$x_2 = \frac{V_1 \cdot y_1 + R \cdot x_r}{g_2} = \frac{41,1 + 39200 \cdot 0,00005}{39241,1} = 0,0011,$$

де $y \approx 1$, оскільки пари складаються переважно тільки з розчинника. Склад флегми в мольних долях:

$$x'_2 = \frac{1}{\left(1 + \frac{M_1}{M_r} \cdot \left(\frac{1}{x_2} - 1\right)\right)} = \frac{1}{\left(1 + \frac{100}{620} \left(\frac{1}{0,0011} - 1\right)\right)} = 0,0069$$

Ентальпія флегми:

$$q_2 = \frac{V_1 \cdot Q_1 + Z(i_r - i_0) + R \cdot q_0}{g_2} = \frac{(41,1 \cdot 990 + 800(3030 - 3030) + 39200 \cdot 628)}{39241,1} = 628 \text{ кДж} / \text{кг}$$

Ентальпії окремих потоків залишилися такими самими, що і в першому міжтарілочному відділенні, тому, що $T_1 = T_R = 548 \text{ K}$. Через малий вміст у флегмі розчинника ($x_2 = 0.0011$), можна без помітної похибки вважати її чистим рафінатом.

Тому її ентальпія $q_2 = 628 \text{ кДж/кг}$ буде, як раніше відповідати температура $T_2 = T_1 = T_R = 548 \text{ K}$. Як видно і на другій тарілці температура не змінилась.

Третій міжтарілочний простір (між другою і третьою тарілками):

$$p_{12} = 510,1 \cdot 10^3 \cdot 0,0069 = 3520 \text{ Па}$$

$$P_z = 101,3 \cdot 10^3 - 3520 = 97780 \text{ Па}$$

$$V_2 = \frac{800 \cdot 3520 \cdot 100}{18 \cdot 97780} = 160 \text{ кг/с} = 0,04 \text{ кг/с}$$

$$g_3 = 160 + 39200 = 39360 \text{ кг/с} = 10,1 \text{ кг/сек}$$

$$X_3 = \frac{160 + 39200 \cdot 0.00005}{39360} = 0.0041$$

$$x_3^1 = \frac{1}{(1 + 100/620(1/0.0041 - 1))} = 0.026$$

$$q_3 = \frac{(160 \cdot 990 + 800(3030 - 3030) + 39200 \cdot 628)}{39360} = 628 \text{ кДж/кг}$$

Четвертий міжтарілочний простір (між третьою і четвертою тарілками):

$$p_{12} = 510,1 \cdot 10^3 \cdot 0,0026 = 13300 \text{ Па}$$

$$P_z = 101,3 \cdot 10^3 - 13300 = 88000 \text{ Па}$$

$$V_3 = \frac{800 \cdot 13300 \cdot 100}{18 \cdot 88000} = 672 \text{ кг/с} = 0,19 \frac{\text{кг}}{\text{сек}}$$

$$g_4 = 672 + 39200 = 39872 \text{ кг/с} = 11,1 \frac{\text{кг}}{\text{сек}}$$

$$X_4 = \frac{672 + 39200 \cdot 0.00005}{39872} = 0.017$$

$$x_4^1 = \frac{1}{(1+100/620(1/0.017-1))} = 0.098$$

$$q_4 = \frac{(672 \cdot 990 + 800(3030 - 3030) + 39200 \cdot 628)}{39872} = 633 \text{ кДж/кг}$$

Через незначний вміст розчинника у флегмі, останню можна вважати чистим рафінатом Цій ентальпії $q_4=633 \text{ кДж/кг}$ відповідає температура $T_4=550.5 \text{ K}$.

П'ятий міжтарілочний простір (між четвертою та п'ятою тарілками):

Тиск насичених парів розчинника при $T_4=550.5\text{K}$, складає $P_1=534600\text{Па}$. тому:

$$p_{12} = 534,6 \cdot 10^3 \cdot 0,098 = 52400 \text{ Па}$$

$$P_z = 101,3 \cdot 10^3 - 52400 = 48900 \text{ Па}$$

$$V_4 = \frac{800 \cdot 52400 \cdot 100}{18 \cdot 48900} = 47625 \text{ кг/с} = 13,2 \frac{\text{кг}}{\text{сек}}$$

$$g_5 = 4762 + 39200 = 43962 \text{ кг/с} = 12,2 \frac{\text{кг}}{\text{сек}}$$

Проаналізуємо отримані дані Кількість парів розчинника $V_4=4762 \text{ Па}$ значно переважає його кількість, що міститься в сировині ($0,2 \text{ кг/сек}$), яке подається в колону. Цього бути не може, тому, що ні в які інші точки колони розчинник ззовні не подається.

Кількість флегми $g_5=43962 \text{ Па}$ що стікається на четверту тарілку, більша, ніж кількість сировини $G=11 \text{ кг/сек}$, що подається в колону. Цього також не може бути, тому, що на верх колони ніякого зрошення не подається.

Тому, при вибраній витраті водяної пари, прийнятій температурі низу колони і заданому вмісту розчинника для відгонки розчинника необхідні лише три теоретичні тарілки.

Тоді з верхньої (третьої) тарілки в секцію живлення колони буде поступати $V_3=0,19 \text{ кг/сек}$ парів розчинника, а на цю тарілку з секції

живлення будуть поступати $g_4=11,1$ кг/сек флегми з вмістом розчинника $x_4=0,017$. При цьому температура в секції, а отже і зверху колони буде дорівнювати $T_R=T_4=550,5$ K.

Частка відгону сировини в секції живлення колони [1].

Знаючи склад сировини і його рівноважних парової і рідкої фаз при $T_D=T_4=550,5$ K, знаходимо масову долю відгону за рівнянням

$$e = \frac{c_1 - X_G}{y_G - X_G} \quad (9.8)$$

де $c_1=0,02$ -масова частка розчинника в сировині; $X_G = X_4 = 0,017$ масова частка розчинника в паровій фазі сировини, $y_G=1$ - масова доля розчинника в паровій фазі.

Підставивши числові значення маємо

$$e = \frac{0,02 - 0,017}{1 - 0,017} = 0,003$$

Кількість розчинника, що відганяється з сировини в секції живлення

$$V_c = e \cdot G = 0,003 \cdot 40000 = 120 \text{ кг} / \text{с} = 0,03 \frac{\text{кг}}{\text{сек}}$$

Тоді кількість рідкої фази сировини, що поступає із секції живлення на верхню тарілку:

$$g_c = G - V_c = 40000 - 120 = 29880 \text{ кг} / \text{с} = 8,3 \frac{\text{кг}}{\text{сек}}$$

Воно майже дорівнює кількості флегми g_{c,tag_4} . Незначна різниця між g_{c,ig_4} пояснюється тим, що ми з самого початку розрахунків знехтували малим вмістом розчинника в залишку.

Ентальпія і температура сировини на вході в колону

Ентальпія сировини, що подається в колону визначається із рівняння тепловий балансу всієї колони:

$$G_{qG} + Z_{io} = D \cdot Q_D + R \cdot q_R + Z_{iD} \quad (9.9)$$

де q_G -шукана ентальпія сировини, кДж/кг; q_D -ентальпія пари верхнього продукту колони - розчинника при $T_d=550,5 \text{ K}$, i_D -ентальпія перегрітої водяної пари.

Будемо вважати, що $I_d \approx i_o$ тоді:

$$g_D = \frac{D \cdot Q_D + R_{qR}}{G} = \frac{800 \cdot 991 + 39200 \cdot 628}{40000} = 6374 \text{ кДж / кг}$$

По ентальпії сировині визначимо його температуру, вважаючи сировину чистим рафінатом. Температура сировини на вході в колону має бути $T_c=T_D=550,5\text{K}$. Це пояснюється тим, що в секції живлення відганяється від сировини лише незначна доля розчинника ($e=0.003$).

Діаметр колони [1].

Для розрахунку діаметра колони використаємо формулу (рисунок 9.3):

$$D_B = \sqrt{4 \cdot \frac{(D + Z)}{(\Pi \cdot \Pi)}} \quad (9.10)$$

де D_B -внутрішній діаметр колони, м; D -кількість верхнього продукту, кг/ч. Z -кількість водяної пари, кг/ч, Π - допустима швидкість парів в повному (вільному) перерізі колони, кг/(м²*год).



Рисунок 9.3 - Схема для розрахунку робочої висоти колони

У зв'язку з тим, що навантаження по рідині дає відносно менший вплив на роботу колони, чим парова, допустиму швидкість парів визначимо по формулі Саудерса та Брауна. Виберемо тарілки з круглими ковпачками. Відстань між тарілками $h=400\text{мм}$.

Найдемо допустиму передню швидкість парів [1]:

$$u = 0,305 \cdot c \cdot \sqrt{p_n \cdot (p_p - p_n)} \quad (9.11)$$

де $c=450$ - коефіцієнт; p_n та p_p - густина відповідно парів та рідини для розрахункового перерізу колони, кг/м.

Розрахунковим перерізом в колоні буде її верхній переріз, оскільки за одиницю часу через нього проходить найбільший об'єм пари. Температура в цьому перерізі $T=550,5\text{ K}$. Визначимо попередньо середню молекулярну масу парів на верху колони, знаючи, що за 1 год. через цей переріз проходить 800 кг розчинника який містить 50 мас.% фенолу та 50 мас. % крезолу і 800кг водяного пару. Отримаємо:

$$M = (D + Z) / (0.5D / M_{\phi} + 0.5D / M_{\kappa} + Z / 18) = \\ (800 + 800) / (0.5 \cdot 800 / 94 + 0.5 \cdot 800 / 108 + 800 / 18) = 30.6$$

де - M_{ϕ} -94 - молекулярна маса фенолу; M_{κ} =108-молекулярна маса крезолу.

Густина парів при тиску в колоні $P=101300 \text{ Па}$ і $T=550,5 \text{ К}$ визначається по формулі:

$$p_n = \frac{M \cdot 273}{22,4 \cdot T_D} = \frac{30.6 \cdot 273}{22.4 \cdot 550.5} = 0.675 \text{ кг} / \text{м}^3$$

Густина рафінату при 550.5 К дорівнює $p=720 \text{ кг} / \text{м}^3$ Тоді

$$u = 0,305 \cdot 450 \cdot \sqrt{0,675(720 - 0,675)} = 3000 \frac{\text{кг}}{\text{м}^2 \cdot \text{с}} = 0,83 \frac{\text{кг}}{\text{м}^2 \cdot \text{сек}}$$

Діаметр колони:

$$D_B = \sqrt{4 \cdot (800 + 800) / (3,14 \cdot 3000)} = 0,82 \text{ м}$$

Вибираємо відповідно з існуючими нормлями $D_B=1\text{м}$. Перевіряємо отриманий діаметр по рідкому навантаженні Прийmemo для тарілки сегментну зливну перегородку Визначимо висоту підпору на зливній перегородці:

$$h_{zn} = 0,0028 \cdot K_1 \cdot \left(\frac{V}{L_{zn}} \right) \quad (9.12)$$

де K_1 -безрозмірний коефіцієнт, що враховує: зміну швидкості і звуження потоку рідини в результаті стискування його стінками, при підході до зливної перегородки 1,17; V -об'єм рідини, що перетікає з тарілки на тарілку, L_{zn} ,- довжина зливної перегородки, дорівнює

$$L_{zn} = (0,75 + 0,8) D_B \quad (9.13)$$

В нашому випадку:

$$V = \frac{g}{p_p} = \frac{39880}{720} = 55.4 \text{ м}^3 / \text{с} = 0,015 \text{ м}^3 / \text{сек}$$

Прийmemo $L_{zn}=0,8$; $D_8=0,8*1=0,8$ м. Величина $K_1=1,17$ при $L_0/D_8=0,8$ м.

Підставляючи числові значення в формулу, знайдемо

$$L_{zn} = 0,00284 \cdot 1,17 \cdot \left(\frac{55,4}{0,8} \right) = 0,0068 \text{ м}$$

Висота зливної перегородки L_{zn} для колон, подібних заданій коливається в межах 50.. 75 мм.

Прийmemo $L_{zn}=75$ мм, тоді $L_{zn}+h_{zn}=75+68=143$ мм.

Висоту верхньої камери колони прийmemo рівною $h_D=1.5$ м (рисунок 9.3). Величина $(L_{zn}+h_{zn})$ менше h_d і h_i (рисунок 9.3) відповідно в 10,8 і 2,9 рази, що лежить в допустимих межах

Отже, прийняті параметри зливно приладу забезпечують нормальну роботу.

Висота колони [1].

Для забезпечення деякого запасу роздільної можливості колони приймаємо К.К.Д. тарілки $\eta_m=0,4$ тоді число практичних тарілок в колоні буде (рисунок 9.3):

$$N_p = \frac{N_1}{\eta_1} = \frac{3}{0.4} = 8$$

Де $N_1=3$ -число теоретичних тарілок

Висота затята тарілками (рисунок 9.3).

$$H_0 = (N_p - 1) \cdot H_1 = (8 - 1) \cdot 0,4 = 2,8 \text{ м}$$

Висота h_R нижньої камери колони розрахуємо, прийнявши семи хвилинний запас залишку(рафінату) та відстань від вільної поверхні рідини знизу колони до-нижньої тарілки рівним їм:

$$h_R = \frac{1 + R \cdot 7 \cdot 4}{60 \cdot p_p \cdot \Pi \cdot D_8^2} = \frac{1 + 39200 \cdot 7 \cdot 4}{60 \cdot 720 \cdot 3,14 \cdot 1^2} = 8,1 \text{ м}$$

Робоча висота колони:

$$H_R = h_D + h_0 + h_R = 15. + 2.8 + 8.1 = 12.4 м$$

Приймаємо колону D=1 м, H=12,4м, число тарілок – 3, робоча висота – 12,4м.

9.4 Завдання для розрахунку ректифікаційної колони

Розрахувати робочу висоту ректифікаційної колони за вихідними даними, що зазначені в таблиці

Таблиця 9. 1 Вихідні дані продуктивності колони по сировині (G) та вмістом розчинника в сировині (с₁)

Варіант	G, кг/год	Варіант	с ₁ , мас.%
1	4000	А	0,015
2	5000	Б	0,02
3	6000	В	0,025
4	7000	Г	0,03
5	8000	Д	0,035

Вихідні данні:

склад розчинника

фенолу

50 мас.%

крезолу

50 мас.%

густина рафінаду при температурі 293 К

$\rho_{293}=880$ кг/м;

молекулярні маси рафінаду

$M_2=620$;

$M_1=100$;

тиск в колоні

$\pi=101,3$ кПа;

вміст розчинника в нижньому продукті колони

$X_R=0,005$ мас.%;

витрата перегрітої водяної пари

$Z=2$ мас.%.

Довідкові величини

$$P_1 = 14694,13 - 274,4669 \cdot T + 1,89401 \cdot T^2 - 5,899268 \cdot 10^{-3} \cdot T^3 - 7,64626 \cdot 10^{-6} \cdot T^4 \quad \text{мм.рт.ст.}$$

$$Q_K = 2618,2 + 4,104 \cdot T + 0,021 \cdot T^2 \quad \text{кДж/кг}$$

$$q_B = +468 + 2 \cdot T \quad \text{кДж/кг}$$

ВИКОРИСТАНА ЛІТЕРАТУРА

1. Процеси первинної газо- нафтопереробки. [Електронний ресурс]: навчальний посібник для студентів, які навчаються за напрямком „Машинобудування” спеціальність "Обладнання хімічних виробництв та підприємств будівельних матеріалів"/ НТУУ „КПІ”; уклад. А.Р. Степанюк. - Київ : НТУУ „КПІ”, 2013. -126 с.
2. Курта С.А. Основи нафтохімії / Сергій Андрійович Курта — Івано-Франківськ: Прикарпатський національний університет імені Василя Стефаника, 2020 —193 с.
3. Склабінський В.І. Технологічні основи нафто- та газопереробки: навчальний посібник / В.І. Склабінський, О.О. Ляпощенко, А.Є. Артюхов. – Суми: Сумський державний університет, 2011. – 186 с.: іл.
4. Процеси первинної газо-нафтопереробки [Електронний ресурс] : навчальний посібник / НТУУ «КПІ» ; уклад. А. Р. Степанюк. – Електронні текстові дані (1 файл: 291 Мбайт). – Київ : НТУУ «КПІ», 2013. – 126 с. – Назва з екрана.
4. Willifm L. Leffler Petroleum Refining/ PennWell Corp.; 4-st/ 2008 – 270 p
5. Швед М. П., Степанюк А.Р. Алгоритм розрахунку зрошувального теплообмінника [Текст]: метод. вказівки до практ. роботи для студ. спец. «Обладнання хімічних виробництв і підприємств будівельних матеріалів» К.: НТУУ «КПІ» ВПІ ВПК «Політехніка». 2008 р. 16 с.
6. 2. Стратегія розвитку нафтового сектору України / В.Г.Бурлака; Національна академія управління. – Київ, 2012. – 356 с.
7. Процеси та обладнання хімічних технологій – 1. Базові принципи теорії тепломасообміну: навчальний посібник [Електронний ресурс] : навч. посіб. для студ. спеціальності 133 «Галузеве машинобудування», спеціалізації «Інжиніринг, обладнання та технології хімічних та нафтопереробних виробництв» / КПІ ім. Ігоря Сікорського ; уклад.: А.Р.

Степанюк, С.В. Гулієнко 128 – Електронні текстові дані (1 файл: 3,57 Мбайт). – Київ : КПІ ім. Ігоря Сікорського, 2018. – 160 с.

8. Chemical engineering—Handbooks, manuals, etc. I. Perry, Robert H., date. II. Green, Don W. III. Maloney, James O. TP151.P45 1997

9. Процеси та апарати хімічної технології / Підручник у 2ч – 1ч/ Л.Л. ТОВАЖНЯНСЬКИЙ, А.П. ГАТЛІНСЬКА, В.О. ЛЕЩЕНКО та інші: За заг. ред. Л.Л. ТОВАЖНЯНСЬКОГО. – Харків: НТУУ "ХПІ". – 2007 р. – 616 С.

10. Процеси та апарати хімічної технології / Підручник у 2ч – 2ч/ Л.Л. ТОВАЖНЯНСЬКИЙ, А.П. ГАТЛІНСЬКА, В.О. ЛЕЩЕНКО та інші: За заг. ред. Л.Л. ТОВАЖНЯНСЬКОГО. – Харків: НТУУ "ХПІ". – 2007 р. – 540 С.

11. Основні залежності та приклади розрахунків теплообмінних апаратів. [Електронний ресурс]: навчальний посібник для студентів, які навчаються за напрямком „Машинобудування” спеціальність "Обладнання хімічних виробництв та підприємств будівельних матеріалів"/ НТУУ „КПІ”; уклад. Л.Г. Воронін, А.Р. Степанюк, Л.І. Ружинська,. - Київ : НТУУ „КПІ”, 2011. - 68 с.

12. Процеси та обладнання хімічних технологій. Частина 1. [Електронний ресурс]: практикум : навч. посіб. для ступеня бакалавра за освіт. Програмою «Комп'ютерноінтегровані технології проектування обладнання хімічної інженерії» спец. 133 Галузе машинобудування / Корнієнко Я.М. Степанюк А.Р., Гулієнко С.В., Гайдай С.С., Семінський О.О. – Електрон. текст. дані (1 файл). – Київ : КПІ ім. Ігоря Сікорського, 2024. – 468 с.

13. Процеси та обладнання хімічної технології: підручник. У 2 частинах. Ч. 1 / Я.М. Корнієнко, Ю.Ю. Лукач, І.О. Мікульонок, В.Л. Ракицький, Г.Л. Рябцев. – К.: НТУУ «КПІ». – 2011. – 300 С.

14. Процеси та обладнання хімічної технології: підручник. У 2 частинах. Ч. 2 / Я.М. Корнієнко, Ю.Ю. Лукач, І.О. Мікульонок, В.Л. Ракицький, Г.Л. Рябцев. – К.: НТУУ «КПІ». – 2011. – 416 С.

15. Білецький В. С. Основи нафтогазової справи / В. С. Білецький, В. М. Орловський, В. І. Дмитренко, А. М. Похилко. – Полтава: ПолтНТУ, Київ : ФОП Халіков Р.Х., 2017. – 312

16. Білецький В. С., Орловський В. М., Вітрик В. Г. Основи нафтогазової інженерії [Текст]: підруч. для студ. спец. 185 «Нафтогазова інженерія та технології» / Білецький В. С., Орловський В. М., Вітрик В. Г.; НТУ «ХПІ», ХНУМГ ім. О. М. Бекетова. – Полтава: ТОВ «АСМІ», 2018. – 415 с.

17. Процеси та обладнання хімічних технологій. Базові принципи теорії тепломасообміну: практикум з кредитного модуля::практикум (2-ге видання перероблене і доповнене). [Електронний ресурс]:навч. посіб. для студ. спеціальності 133 «Галузеве машинобудування», освітньої програми «Комп'ютерно-інтегровані технології проектування обладнання хімічної інженерії» / КПІ ім. Ігоря Сікорського ; уклад.: С.В. Гулієнко, А.Р. Степанюк – Електронні текстові данні (1 файл: 2,93 Мбайт). –Київ : КПІ ім. Ігоря Сікорського, 2023. – 128 с.